



LAPORAN TESIS - TK 142541

STUDI PENGGUNAAN PACKED SIEVE TRAY COLUMN PADA PROSES PEMURNIAN ETANOL MELALUI PROSES DISTILASI

TARIKH AZIS R
NRP 2315 201 002

DOSEN PEMBIMBING
Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D
Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017



THESIS - TK 142541

STUDY OF PACKED SIEVE TRAY COLUMN IN ETHANOL PURIFICATION PROCESS USING DISTILLATION PROCESS

TARIKH AZIS R
NRP 2315 201 002

ADVISORS
Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D
Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D

MASTER PROGRAM
TECHNOLOGY PROCESS
CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUTE OF TECHNOLOGY SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017

LEMBAR PENGESAHAN TESIS

STUDI PENGGUNAAN PACKED SIEVE TRAY COLUMN PADA PROSES PEMURNIAN ETANOL MELALUI PROSES DISTILASI

Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (MT) di Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Oleh:

Tarikh Azis Ramadani

Nrp. 2315201002

Tanggal Ujian : 20 Juli 2017

Periode Wisuda : September 2017

Disetujui oleh :

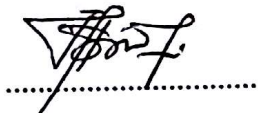
1. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D
NIP. 1981 07 13 2005 01 1001

(Pembimbing 1)



2. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D
NIP. 1984 05 08 2009 12 2004

(Pembimbing 2)



3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.S
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

(Penguji 1)



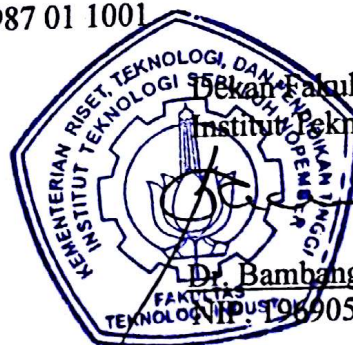
4. Dr. Ir. Susianto, DEA
NIP. 1962 08 20 1989 03 1004

(Penguji 2)



5. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.
NIP. 1963 01 22 1987 01 1001

(Penguji 3)



Dekan Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST., MT
NIP. 19690507 199512 1 001

STUDI PENGGUNAAN PACKED SIEVE TRAY COLUMN PADA PROSES PEMURNIAN ETANOL MELALUI PROSES DISTILASI

**Dosen Pembimbing : Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D
Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D.**

Disusun oleh : Tarikh Azis R (2315 201 002)

ABSTRAK

Semakin berkembangnya ilmu pengetahuan di bidang teknik kimia terutama di bidang distilasi, penelitian ini bertujuan untuk mencari metode alternatif yang digunakan untuk melewati titik *azeotrope* yang terdapat pada sistem etanol-air. Kadar etanol yang diharapkan menjadi lebih murni dan melewati titik *azeotrope* yang terdapat pada sistem etanol-air dengan menggunakan *packed sieve tray* pada proses distilasi. Penggunaan *packed sieve tray* dapat meningkatkan mass transfer yang ada di dalam kolom bila dibandingkan dengan *sieve tray*. Dari hasil penelitian didapatkan kadar etanol sebesar 76% mol etanol untuk *sieve tray*, 81% mol etanol untuk *packed sieve tray* dengan jenis *rasching ring packing*, pada ketinggian *packing* 3 cm, 94% mol etanol untuk *packed sieve tray* dengan jenis *rasching ring packing*, pada ketinggian *packing* 5 cm, 83% mol etanol untuk *packed sieve tray* dengan jenis *steel wool packing*, pada ketinggian *packing* 3 cm, dan 94% mol etanol untuk *packed sieve tray* dengan jenis *steel wool packing*, pada ketinggian *packing* 5 cm. Sementara dari hasil simulasi didapatkan kadar distilat sebesar 72% mol etanol untuk *sieve tray*, 79% mol etanol untuk *packed sieve tray* dengan ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 95% mol etanol untuk ketinggian *packing* sebesar 5 cm. Dari hasil distilasi diatas, dapat disimpulkan bahwa kadar distilat meningkat dengan penambahan *packing* dan dengan semakin tinggi *packing* yang ditambahkan.

Kata Kunci: etanol, *packed sieve tray*, *packing*

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

STUDY OF PACKED SIEVE TRAY COLUMN IN ETHANOL PURIFICATION PROCESS USING DISTILLATION PROCESS

Advisor : Fadhilatul Taufany, S.T., Ph.D
Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D.

Writer : Tarikh Azis R (2315 201 002)

ABSTRACT

As the development of science in chemical engineering, especially in the field of distillation, this study aims to find alternative methods used to pass the azeotrope point contained in the ethanol-water system. The expected ethanol content becomes purer and passes through the azeotrope point found in the ethanol-water system by using a packed sieve tray in the distillation process. The use of packed sieve tray can increase mass transfer when compared with sieve tray. From the research results obtained ethanol content of 76% mol ethanol for sieve tray, 81 mol% of ethanol for packed sieve tray with raschig ring packing type at 3 cm packing height, 94% mol ethanol for packed sieve tray with raschig ring packing type at 5 cm packing height, 83% mol ethanol untuk packed sieve tray dengan jenis steel wool packing pada ketinggian packing 3 cm, And 94 mole% of ethanol for packed sieve tray with steel wool packing type, at 5 cm packing height. While from the simulation results obtained the distillate content of 72% mol ethanol for sieve tray, 79% mol of ethanol for packed sieve tray with packing height of 3 cm And 95 mole% ethanol for packing height of 5 cm. From the research results, it can be concluded that the level of distillate increases with the addition of packing and with the higher packing added.

Kata Kunci: ethanol, *packed sieve tray*, *packing*

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT karena atas berkah, rahmat-Nya saya dapat menyelesaikan Laporan Tesis yang berjudul, “*Studi Penggunaan Subcooled Condensor Pada Proses Pemurnian Etanol Melalui Proses Distilasi Dengan Menggunakan Packed Sieve Tray Column*”. Tugas ini merupakan salah satu prasyarat meraih gelar master di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (FTI-ITS). Selama penyusunan Laporan Tesis ini, saya banyak mendapat bimbingan, bantuan dan dorongan dari berbagai bayak pihak. Untuk itu saya ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Orang tua serta saudara-saudara saya atas doa, dukungan dan bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
2. Dr. Juwari, ST, M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
3. Dr. Tantular Nurtono, ST, M.Eng selaku Koordinator Prodi Pascasarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
4. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc, selaku Kepala Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa yang telah memberikan waktu, tenaga dan ilmu dalam penyelesaian proposal tesis ini.
5. Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D dan Ibu Siti Nurhamidah, S.T., M.S., Ph.D selaku Dosen Pembimbing saya atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
6. Dr. Ir. Susianto, DEA, Ibu Yeny Rahmawati, ST., MT. selaku dosen Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa.
7. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta serta seluruh karyawan jurusan Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
8. Teman-teman seangkatan pascasarjana (Mbak Lutfia, Mbak Tita, Mbak Ela, Mbak Linda, Mbak Ira, Mas Agus).
9. Serta teman-teman K-51 atas dukungan yang diberikan.
10. Teman-teman di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa.

Saya menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan oleh karena itu saya sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif untuk kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 17 Juli 2017

Penyusun

DAFTAR ISI

COVER	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	v
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xv
BAB I. PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	1
I.2. Rumusan Masalah	3
I.3. Batasan Masalah	3
I.4. Tujuan Penelitian	4
I.5. Manfaat Penelitian	4
BAB II. TINJAUAN PUSTAKA	
II.1. Ethanol Absolut.....	5
II.2. Proses Distilasi	5
II.3. Harga-K dan Volatilitas Relatif	9
II.4. Struktur <i>Packing</i>	10
II.5. Jenis <i>Packing</i>	14
II.6. Aliran Fluida pada <i>Packed Column</i>	15
II.7. Konsep <i>Equilibrium</i> dan <i>Nonequilibrium Stage</i>	18
BAB III. METODOLOGI PENELITIAN	
III.1. Bahan Penelitian	23
III.2. Peralatan Penelitian	23
III.3. Prosedur Penelitian	25
III.4. Sistem yang Ditinjau	29
III.5. Penyelesaian Numerik.....	30
III.6. Analisa Produk.....	30
III.7. Variabel Penelitian	30

BAB IV. PEMBAHASAN

- IV.1. Pengaruh Ketinggian *Packing* Terhadap Fraksi Larutan di Distilat pada *Packed Sieve Tray* 33
- IV.2. Validasi Model dan Simulasi Pengaruh Ketinggian *Packing* Terhadap Fraksi Larutan di Distilat pada *Packed Sieve Tray*..... 36
- IV.3. Simulasi Pengaruh Ketinggian *Packing* Terhadap Fraksi Larutan di Distilat pada *Packed Sieve Tray* 45

BAB V. KESIMPULAN

- V.1. Kesimpulan..... 53
- V.2. Saran 53

DAFTAR PUSTAKA..... xvii

DAFTAR NOTASI xix

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1.	Distilasi Metode <i>McCabe-Thiele</i>	7
Gambar II.2.	<i>Packed</i> Kolom.....	8
Gambar II.3.	Sejarah Struktur <i>Packing</i>	9
Gambar II.4.	Penurunan Tekanan dalam <i>Packing</i> Basah (axis dalam log)	15
Gambar II.5	Korelasi Umum untuk <i>Rate Flooding</i> didalam <i>Packed Column</i> ...	17
Gambar III.1	Bentuk Tray Penyusun Kolom, (a) Tampak Atas (<i>Active Area</i>), (b) Tampak Bawah (<i>Downflow</i>), (c) Tampak Samping (<i>Tray Spacing</i>).....	21
Gambar III.2	Skema Peralatan Penelitian	22
Gambar III.3	<i>Steel Wool Packing</i>	23
Gambar III.4	Sistematika Penelitian Simulasi dan Eksprimental Pengaruh <i>Subcooled Condensor</i> pada <i>Packed Sieve Tray</i>	24
Gambar III.5	Langkah-Langkah Simulasi Distilasi Pada <i>Packed Sieve Tray Column</i> Yang Dimodifikasi Dengan <i>Subcooled Condensor</i>	26
Gambar III.6	Sistem Kolom Distilasi Jenis <i>Packed Sieve Tray</i> Yang Dimodifikasi Dengan <i>Subcooled Condensor</i>	27
Gambar III.7	<i>Non-equilibrium stage</i> dalam <i>rate based model</i>	28
Gambar IV.1	Perbandingan pengaruh variasi ketinggian <i>packing</i> terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan <i>packed sieve tray</i> yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dengan <i>packing</i> jenis <i>steel wool</i> dan tekanan atmosferik.....	34
Gambar IV.2	Perbandingan pengaruh variasi ketinggian <i>packing</i> terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan <i>packed sieve tray</i> yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dengan <i>packing</i> jenis <i>rasching ring</i> dan tekanan atmosferik.....	35

Gambar IV.3	Perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada <i>sieve tray</i> , <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>steel wool packing</i> pada ketinggian 3 cm dan <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>steel wool packing</i> pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.....	38
Gambar IV.4	Perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada <i>sieve tray</i> , <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>rasching ring packing</i> pada ketinggian 3 cm dan <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>rasching ring packing</i> pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.....	40
Gambar IV.5	Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada <i>sieve tray</i> yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 100 menit operasi proses distilasi.	41
Gambar IV.6	Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>steel wool packing</i> pada ketinggian 3 cm yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 100 menit operasi proses distilasi.....	42
Gambar IV.7	Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>steel wool packing</i> pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 100 menit operasi proses distilasi.....	42
Gambar IV.8	Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>rasching ring packing</i> pada ketinggian 3 cm yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan	

	disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 100 menit operasi proses distilasi..	43
Gambar IV.9	Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada <i>packed sieve tray</i> dengan menggunakan jenis <i>rasching ring packing</i> pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 100 menit operasi proses distilasi..	44
Gambar IV.10	Hasil simulasi untuk <i>packed sieve tray</i> dengan berbagai variasi ketinggian <i>packing</i> dengan kondisi 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 100 menit operasi proses distilasi.	45
Gambar IV.11	Hasil kadar distilat secara simulasi untuk <i>sieve tray</i> dengan kondisi 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi	46
Gambar IV.12	Hasil kadar <i>bottom</i> secara simulasi untuk <i>sieve tray</i> dengan kondisi 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi	46
Gambar IV.13	Hasil kadar distilat secara simulasi untuk <i>packed sieve tray</i> dengan variasi ketinggian <i>packing</i> Sebesar 3 cm dengan kondisi 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi	47
Gambar IV.14	Hasil kadar <i>bottom</i> secara simulasi untuk <i>packed sieve tray</i> dengan variasi ketinggian <i>packing</i> Sebesar 3 cm dengan kondisi 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi	47
Gambar IV.15	Hasil kadar distilat secara simulasi untuk <i>packed sieve tray</i> dengan variasi ketinggian <i>packing</i> sebesar 5 cm dengan kondisi	

16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.....	48
Gambar IV.16 Hasil kadar <i>bottom</i> secara simulasi untuk <i>packed sieve tray</i> dengan variasi ketinggian <i>packing</i> sebesar 5 cm dengan kondisi 16 buah <i>tray</i> dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.....	48
Gambar IV.17 <i>Hydraulic Model of the Dispersion</i> diatas <i>Packed Sieve Tray</i>	50
Gambar IV.18 <i>Hydraulic Model of the Dispersion</i> diatas (a) <i>Sieve Tray</i> , (b) <i>Packed Sieve Tray</i> dengan ketinggian <i>packing</i> sebesar 3 cm dan (c) <i>Packed Sieve Tray</i> dengan ketinggian <i>packing</i> sebesar 5 cm	50

DAFTAR TABEL

Tabel II.1.	Sifat – Sifat Fisik Etanol Anhydrous	5
Tabel II.2.	Struktur <i>Packing</i>	11
Tabel II.3.	Macam <i>Random Packing</i>	15
Tabel III.1	Spesifikasi Kolom Distilasi.....	25

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Distilasi merupakan metode pemisahan dan pemurnian yang paling banyak digunakan dalam industri kimia. Distilasi digunakan untuk memisahkan komponen di dalam larutan yang mempunyai titik didih (*volatilitas*) yang berbeda baik untuk larutan *partial miscible* (larut sebagian) maupun *miscible* (saling larut) menjadi komponennya masing-masing. Ketika campuran komponen dipanaskan, maka uap akan didominasi komponen yang mudah menguap. Dewasa ini, rangkaian alat distilasi yang banyak digunakan di industri adalah jenis *tray tower* dan *packed tower*.

Tray digunakan untuk memperbesar kontak antara cairan dan gas sehingga komponen dapat dipisahkan sesuai dengan rapat jenisnya, dalam bentuk gas atau cairan. *Tray* dipakai secara luas di dalam kolom distilasi karena mudah dalam proses desain dan hanya memerlukan biaya yang relatif kecil. Jenis dari *tray* adalah *sieve tray*, *valve tray*, dan *bubble cap*. Namun, *Tray* mempunyai efisiensi yang rendah dalam proses *mass transfer* antara *vapor-liquid* sehingga perlu modifikasi untuk meningkatkan efisiensi.

Packing merupakan tempat kontak antara *vapor-liquid* pada kolom distilasi, absorpsi, atau *stripping*. *Packing* mempunyai *pressure drop* rendah, efisiensi perpindahan masa yang baik, dan kapasitas tinggi. Jenis dari *packing* adalah *structured packing* dan *random packing*. Penelitian akhir-akhir ini diarahkan untuk merencanakan suatu struktur *packing* yang memenuhi kriteria *pressure drop* yang kecil namun memiliki efisiensi perpindahan massa yang tinggi.

Spagnolo dan Chuang (1984) telah melakukan mengenai performa *sieve tray* yang dikombinasikan dengan *mesh packing*. Ditemukan bahwa efisiensi *tray* meningkat antara 5 hingga 40% dengan penambahan 30 mm *mesh packing* pada satu *tray* dan *packed sieve tray* memiliki *entrainment* yang rendah dan *pressure drop* yang tinggi. Chen et al. (1992) telah melakukan penelitian mengenai kerja hidraulik dan transfer massa dari sebuah *sieve tray* dengan tumpukan *mesh packing*

dalam berbagai ketinggian untuk sistem distilasi metanol-air. Penelitian ini ditemukan bahwa *Murphree efficiency* dari *tray* meningkat 40-50% untuk berbagai konsentrasi dan *flow rate*. Xu et al. (1996) menyatakan bahwa efisiensi dari *sieve tray* meningkat secara signifikan dengan adanya penambahan *mesh packing*. Dimana *packing* akan menyebabkan meningkatnya *interfacial area* dan waktu kontak *vapor-liquid*. Selain itu, Kachur et al. (2004) telah meneliti tentang penggunaan *structured packing* sebagai pengganti *dual flow tray*. Dari penelitian tersebut, dilaporkan bahwa *structured packing tray* memiliki kapasitas yang lebih besar 44% dan memiliki efisiensi 100% lebih besar jika dibandingkan dengan *dual low tray*.

Berdasarkan penelitian sebelumnya, dapat diambil kesimpulan bahwa penambahan *packing* pada satu *tray* dapat meningkatkan transfer massa dan *tray efficiency*. Namun proses pemurnian etanol dengan proses distilasi terkendala oleh adanya titik azeotrop pada sistem etanol-air sehingga diperlukan modifikasi proses distilasi untuk menyelesaikan masalah titik azeotrop pada sistem etanol-air. Kondisi azeotrop pada sistem etanol-air pada suhu 78.2°C dan tekanan atmosferik dengan titik azeotrop pada 97.3 % volume etanol atau ekuivalen dengan 89.43 % mol etanol mengakibatkan campuran etanol-air sulit dipisahkan dengan distilasi biasa. Untuk mendapatkan etanol absolut dan mengatasi titik azeotrope pada sistem etanol-air diperlukan proses lanjutan seperti distilasi azeotrop, distilasi reaktif, dan distilasi adsorpsi.

Selain itu, diperlukan sebuah model untuk menggambarkan fenomena-fenomena yang terjadi didalam *packed sieve tray*. Pembuatan model dan simulasi kolom distilasi dengan menggunakan *packed sieve tray* digunakan untuk mensimulasikan fenomena yang terjadi di dalam kolom. Khrishnamurthy dan Taylor (1985) telah melakukan penelitian mengenai pembuatan model matematika untuk *nonequilibrium stage* atau dikenal sebagai *rate based model* yang digunakan pada simulasi *countercurrent multicomponent separation processes*. Dalam model ini, hubungan antara neraca massa dan neraca panas tiap komponen untuk setiap fase, persamaan laju perpindahan massa dan energi dan persamaan kesetimbangan pada *phase interface* diselesaikan untuk mendapatkan kondisi pemisahan yang sebenarnya. Bonilla et al. (2012) melakukan modifikasi terhadap model matematika

untuk *nonequilibrium stage* yang telah dikembangkan oleh Khrishnamurthy dan Taylor. Pada penelitian ini, *reduced order rate based model* telah berhasil dikembangkan sehingga persamaan yang dikembangkan oleh Khrishnamurthy dan Taylor menjadi lebih sederhana. Untuk mengakomodasi kondisi operasi yang digunakan pada penelitian ini maka dilakukan modifikasi pada *stage* pada *rate based model* yang awalnya diasumsikan *packed column* menjadi *packed sieve tray*.

Penggunaan *packed sieve tray* pada proses distilasi dapat meningkatkan *mass transfer* di dalam *tray*. *Packed sieve tray* dapat meningkatkan kadar etanol dan dapat melewati titik azeotrope yang ada di system etanol-air karena adanya peningkatan *mass transfer* dan terjadinya proses reduksi diameter gelembung di dalam *packed sieve tray*. Oleh karena itu, sebuah model dan simulasi kolom distilasi dengan menggunakan *packed sieve tray* dibutuhkan untuk mengakomodasi fenomena yang terjadi di dalam *tray* yang nantinya akan divalidasi dengan hasil eksperimen.

I.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan penelitian-penelitian yang telah dilakukan, hipotesa dari penelitian ini adalah penggunaan *packed sieve tray* pada proses distilasi dapat melewati titik azeotrope yang ada di system etanol-air karena adanya peningkatan *mass transfer* dan terjadinya proses reduksi diameter gelembung sehingga dapat menghasilkan etanol absolut dengan biaya produksi yang rendah.

I.3. Batasan Masalah

Penelitian ini akan menggunakan kolom distilasi jenis *sieve tray* yang setiap *tray* ditambahkan dengan *packing*. Proses simulasi menggunakan *rate based model* dengan meninjau fenomena yang terjadi pada *packed sieve tray* menggunakan software matlab.

I.4. Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk meningkatkan *mass transfer* pada proses distilasi *batch* dengan menggunakan *packed sieve tray* sehingga dapat meningkatkan kadar distilat yang didapat.

I.5. Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan memberi manfaat dalam proses pemurnian etanol dengan menggunakan *packed sieve tray* sehingga lebih sederhana dan ekonomis.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1. Etanol Absolut

Etanol *anhydrous*, dikenal juga sebagai etanol absolut adalah cairan yang jernih, tidak berwarna dan homogen serta tidak tersuspensi. Etanol absolut dapat diproduksi melalui distilasi multikomponen, dan adsorpsi menggunakan *molecular sieve* (Kumar et al, 2010). Pada tekanan >0.114 bar (11.5 kPa) etanol dan air dapat membentuk larutan *azeotrope*. Pada keadaan atmosferik (1 atm) campuran ini terdiri dari etanol 95.57 % massa atau 97.3 % volume atau 89.43 % mol, dan air 4.43 % massa atau 2.7 % volume atau 10.57 % mol. Pada kondisi ini larutan mendidih pada temperatur 78.15 °C.

Tabel II.1. Sifat – Sifat Fisik Etanol Anhydrous

Keterangan	Nilai
Titik didih (bp), °C	78.39
Titik beku (fp), °C	-114.1
Berat jenis (d_{20}^{20})	0.79044
Kalor pembentukan, kJ/mol	277.69
Kalor penguapan pada temperatur, kJ/kg	
70 °C	855.66
80 °C	900.83
100 °C	799.05
Konduktifitas thermal pada temperatur 20 °C, $\mu\text{W/mL}$	18
Spesifik konduktifitas, $1/\Omega \text{ cm}$	135×10^{-11}

II.2. Proses Distilasi

Proses distilasi sering digunakan untuk memisahkan 2 fase maupun multikomponen. Distilasi adalah sebuah metode pemisahan komponen – komponen larutan yang tergantung terhadap distribusi zat antara fase *liquid* dan gas, dimana semua komponen terdapat di kedua fase. Untuk memasukkan zat yang baru ke

dalam campuran untuk melengkapi fase kedua, baik di dalam absorpsi gas maupun desorpsi, fase baru dibentuk dari larutan asli dengan cara vaporisasi atau kondensasi. (Treybal, 1981)

Proses distilasi menggunakan fase *vapor* dan *liquid* pada suhu dan tekanan yang sama untuk zona yang sama. Berbagai – macam peralatan seperti *random* atau *structured packing*, dan *plate* atau *tray* digunakan untuk mengontakkan kedua fase tersebut dengan baik. *Tray* disusun di atas *tray* yang lain dan tertutup di dalam sebuah bejana silinder untuk membentuk sebuah kolom. *Packing* juga terdapat di dalam sebuah bejana silinder di antara *plate* penyangga. (Perry, 2008)

Tipe kolom distilasi dapat diklasifikasikan sebagai:

II.1.1. Tray Column

Tray kolom merupakan kolom distilasi yang didalamnya berisi *plate* yang dapat berupa, *sieve tray*, *valve tray*, *bubble tray* dll. Untuk menentukan jumlah *tray* pada *tray* kolom dapat digunakan metode *McCabe-Thiele*. Untuk menggunakan metode ini perlu diketahui pengertian dari *reflux ratio*, *feed plate* dan *feed line (q-line)*, *overall tray efficiency* dan *Murphree efficiency* yaitu:

- Reflux Ratio

Reflux ratio adalah perbandingan antara *reflux* dengan produk *overhead*. Tanpa adanya *reflux* maka bagian *rectifying* tidak akan terjadi proses rektifikasi (*absorpsi*) dan produk yang dihasilkan konsentrasinya tidak dapat melebihi konsentrasi uap di bagian *rectifying*. (Smith, 2005)

- Feed Plate dan Feed Line

Pada *plate* dimana *feed* dimasukkan, *rate liquid* atau *vapor* maupun keduanya kemungkinan berubah, tergantung dari kondisi *thermal* dari *feed*. Hal ini dapat dikarakteristikan kedalam lima tipe yang disimbolkan dengan q :

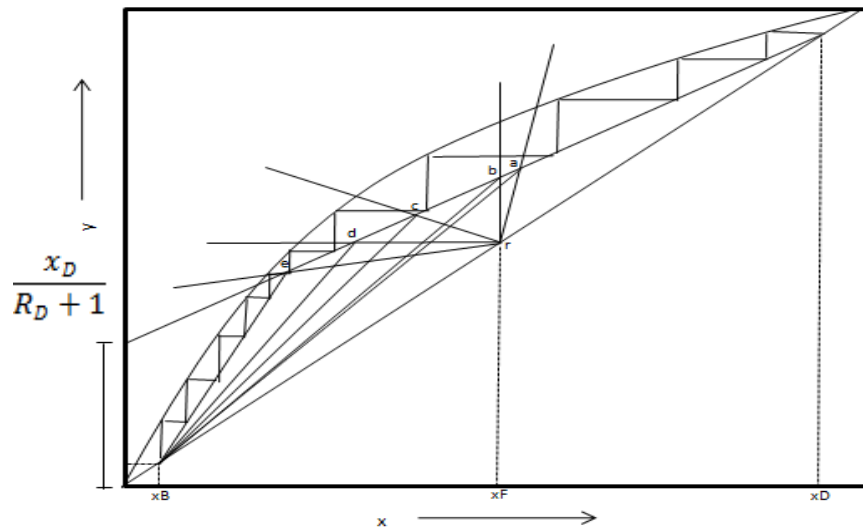
1. *Cold feed*, $q > 1$
2. *Saturated liquid feed*, $q = 1$
3. *Feed partially vapor*, $0 < q < 1$
4. *Saturated vapor feed*, $q = 0$
5. *Superheated vapor feed*, $q < 0$

Untuk menghitung nilai q , digunakan persamaan sebagai berikut :

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \quad (\text{II.1})$$

Feed line digambarkan pada kurva kesetimbangan menggunakan persamaan :

$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q} \quad (\text{II.2})$$



Gambar II.1. Distilasi Metode *McCabe-Thiele*

(Geankoplis, 2003)

- *Overall tray efficiency*

Overall tray atau *plate efficiency* E_o untuk seluruh kolom dan mudah untuk digunakan namun sangat penting. E_o merupakan *ratio* jumlah *tray* teoritis atau *tray* ideal yang dibutuhkan di dalam kolom dibandingkan dengan jumlah *tray* aktual yang digunakan. (Geankoplis, 2003)

$$E_o = \frac{\text{Jumlah tray ideal}}{\text{Jumlah tray sebenarnya}} \quad (\text{II.3})$$

- *Murphree efficiency*

Murphree efficiency (E_{MV}) adalah perubahan komposisi *vapor* dari satu *tray* ke *tray* lainnya dibagi dengan *vapor* yang meninggalkan *tray* dalam keadaan kesetimbangan dengan *liquid* yang meninggalkan *tray*. (Geankoplis, 2003)

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (\text{II.4})$$

Keterangan:

y_n = konsentrasi actual *vapor* meninggalkan *tray*

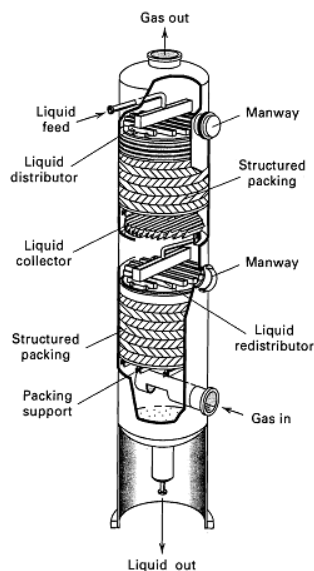
y_{n+1} = konsentrasi actual *vapor* masuk ke *tray*

y_{n^*} = konsentrasi *vapor* dalam kesetimbangan dalam *liquid* masuk ke *downcomer* dari *tray* ke *n*

II.1.2. Packed Column

Packed column digunakan untuk mengontakkan *liquid* dan *vapor* secara *continue* baik aliran secara *counter current* ataupun *cocurrent*. *Liquid* terdistribusi dan mengakibatkan hanya terdapat tetesan (tidak lagi mengalir secara langsung) dalam melewati *packed bed*, mengakibatkan terjadinya permukaan kontak yang luas dengan gas. Beberapa karakteristik *packing* sehingga biasa digunakan dalam *packing column* adalah

1. Menyediakan permukaan kontak yang luas antara gas dan *liquid*.
2. Memiliki karakteristik aliran *fluid*.
3. Secara kimia inert terhadap *fluid* yang diproses.
4. Memiliki struktur yang kuat sehingga dapat memudahkan dalam penanganan dan instalasi.
5. Biaya yang rendah.



Gambar II.2. *Packed Kolom*

Tinggi *packing* yang digunakan dapat ditentukan dengan menggunakan metode HETP. Metode HETP merupakan metode yang digunakan untuk

menentukan tinggi *packing* yang didasarkan pada *plate* teoritis. Secara umum persamaan HETP adalah:

$$HETP = \frac{\text{packed height}}{\text{number of equivalent equilibrium stages}} \quad (\text{II.5})$$

(Seader, 2010)

II.3. Harga-K dan Volatilitas Relatif

Harga-K (*K-Value*) adalah ukuran tendensi suatu komponen untuk menguap. Jika harga-K suatu komponen tinggi, maka komponen tersebut cenderung untuk terkonsentrasi di fasa uap, sebaliknya jika harganya rendah, maka komponen cenderung untuk terkonsentrasi di fasa cair. Persamaan (II.6) di bawah ini menampilkan cara menyatakan harga-K.

$$K_i = \frac{y_{ie}}{x_{ie}} \quad (\text{II.6})$$

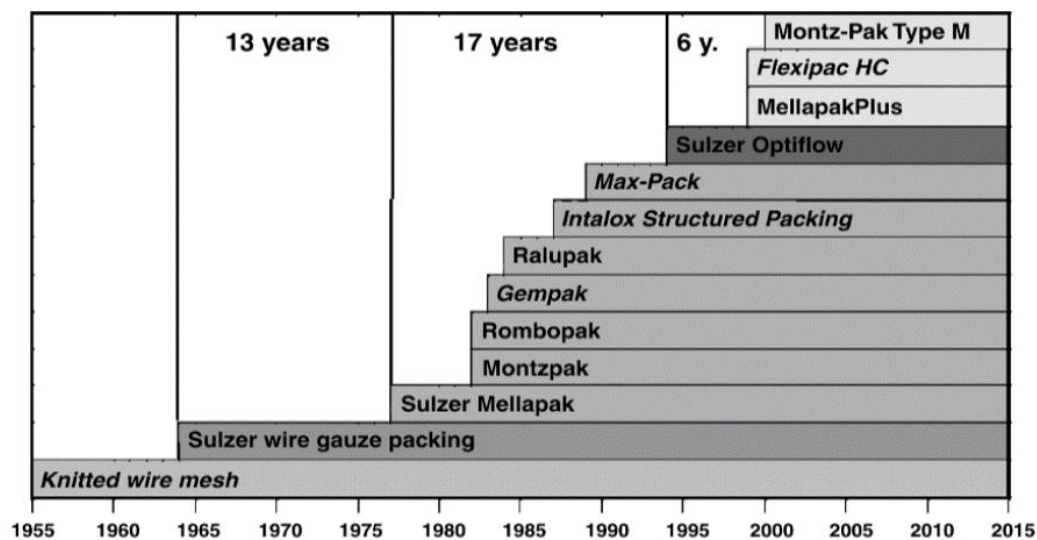
Dengan y_i adalah fraksi mol komponen i di fasa uap dan x_i adalah fraksi mol komponen i di fasa fasa cair. Harga-K adalah fungsi dari temperatur, tekanan, dan komposisi. Dalam kesetimbangan, jika dua di antara variabel - variabel tersebut telah ditetapkan, maka variabel ketiga akan tertentu harganya. Dengan demikian, harga-K dapat ditampilkan sebagai fungsi dari tekanan dan komposisi, temperatur dan komposisi, atau tekanan dan temperatur. *Relative volatility* antara komponen i dan j didefinisikan sebagai

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (\text{II.7})$$

Dengan K_i adalah harga K untuk komponen i dan K_j adalah harga K untuk komponen j. *Relative volatility* ini adalah ukuran kemudahan terpisahkan lewat eksploitasi perbedaan volatilitas. *Relative volatility* ditulis sebagai perbandingan harga K dari komponen lebih mudah menguap (*MVC = more-volatile component*) terhadap harga-K komponen yang lebih sulit menguap. Dengan demikian, harga α mendekati satu atau bahkan satu, maka kedua komponen sangat sulit bahkan tidak mungkin dipisahkan lewat operasi distilasi.

II.4. Struktur *Packing*

Istilah struktur *packing* mengacu pada berbagai bahan yang dirancang khusus untuk digunakan dalam kolom absorpsi, distilasi dan reaktor kimia. Struktur *packing* biasanya terdiri dari pelat logam bergelombang tipis atau *gauzes* diatur dengan cara tertentu yang memaksa cairan yang melewati *packing* mengambil jalan yang rumit melalui kolom, sehingga menciptakan area permukaan yang luas untuk kontak antar fase yang berbeda (gas-cair).

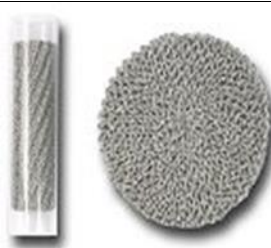
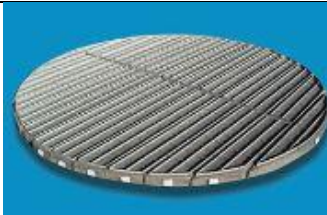

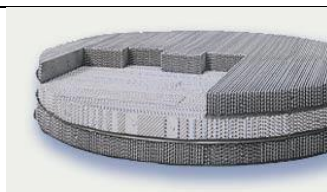


Gambar II.3. Sejarah Struktur *Packing*




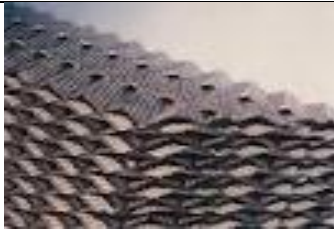

Sejak tahun 1960 struktur *packing* telah sukses digunakan dalam industri kolom distilasi dan *adsorpsi*. *Packing* pertama adalah BX *gauze packing*. *Packing* ini digunakan pada pemisahan yang hasilnya *sensitive* terhadap panas. Pada 1970 aplikasi struktur *packing mellapak* membuka bidang yang luas dalam kimia *petroleum*, *refinery* dan proses *adsorpsi*. Untuk waktu yang lama optimasi dari *packing* ini diteliti meliputi geometri dari lembaran logam yang bergelombang dan bukaanannya yang berupa saluran yang saling menyilang. Selain itu tidak ada performa yang lebih baik yang diterima dengan *packing* yang bervariasi dalam geometri yang sama, sejarah struktur *packing* ditunjukkan pada Gambar II.3 (Spiegel dan Meier, 2003).

Perjalanan penting dalam sejarah struktur *packing* adalah dikembangkannya geometri baru pada tahun 1994 yaitu *optiflow*. *Optiflow* untuk jalan aliran tertentu pada fasa cair dan gas dapat meningkatkan kapasitas sebesar 25% tanpa mengurangi efisiensi pemisahan (Spiegel dan Knoche, 1999). Tabel II.2 menunjukkan perkembangan bentuk fisik struktur *packing* yang berubah dari tahun ke tahun.

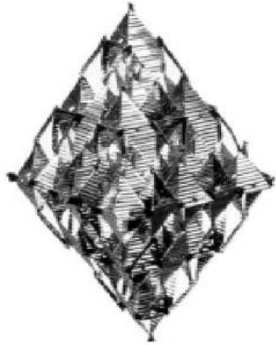
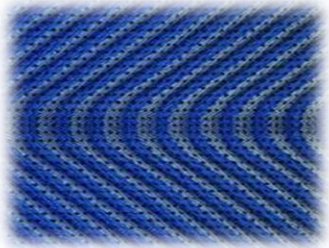


Tabel II.2. Struktur *Packing*

No	Jenis <i>Packing</i>	Struktur <i>Packing</i>
1	<i>Knitted Wire Mesh</i>	
2	<i>Sulzer Wire Gauze Packing</i>	
3	<i>Sulzer Mellapak</i>	
4	<i>Montzpak</i>	

Tabel II.2. Struktur *Packing* (Lanjutan)

5	<i>Rombopak</i>	
6	<i>Gempak</i>	
7	<i>Ralupak</i>	
8	<i>Intalox Structure Packing</i>	
9	<i>Max-Pack</i>	

Tabel II.2. Struktur *Packing* (Lanjutan)

10	<i>Sulzer Optiflow</i>	
11	<i>Mellapak Plus</i>	
12	<i>Flexipac HC</i>	
13	<i>Montz-pak type M</i>	

Secara luas simulasi dengan menggunakan CFD dan uji coba secara eksperimen dengan menggunakan prototipe *packing* telah dilakukan pada tahun 1999 (Spiegel dan Knoche, 1999) dan meningkatkan struktur *packing* baru yang berupa lembaran logam yang begelombang: *mellapakplus*. Struktur baru ini didesain untuk menghindari terbentuknya *flooding* diberbagai wilayah *packing*. Dibandingkan dengan *mellapak* yang lama, *mellapakplus* memiliki *pressure drop* yang lebih rendah dan kapasitas yang lebih tinggi sampai 50%.

II.5. Jenis Packing

II.5.1. Structured Packing

Structured packing adalah *packing* yang diproduksi dalam bentuk *modular* yang menyesuaikan dengan kebutuhan. Versi awal *structured packing* adalah panapak *packing*. *Packing* ini dibentuk dari beberapa lapisan papan logam yang bergelombang, lalu dirakit sedemikian rupa untuk menghasilkan struktur seperti sarang lebah.

Structured packing cenderung memiliki bentuk bergelombang atau berstruktur lembar. Ketinggiannya berkisar 6 sampai 12 in. *Structured packing* memiliki luas kontak per volume yang lebih besar dibandingkan dengan *random packing*. *Structured packing* memiliki kinerja yang lebih baik jika dibandingkan dengan *random packing*. Namun juga memiliki beberapa kekurangan, diantaranya:






- Harga lebih tinggi dibandingkan dengan *random packing*
- Membutuhkan distribusi awal yang baik

Structured packing yang juga sering digunakan adalah jenis mellapak. Aplikasi untuk *structured packing* mellapak digunakan di bidang petroleum, *refinery* dan proses adsorpsi. Untuk waktu yang lama untuk *packing* ini meliputi geometri dari lembaran logam yang bergelombang dan bukaan, saluran yang saling menyilang. Selain itu tidak ada performa yang lebih baik yang diterima dengan *packing* yang bervariasi dalam geometri yang sama. *Structured packing* ,untuk aliran tertentu, pada fasa gas dan cair dapat meningkatkan kapasitas sebesar 25% tanpa mengurangi efisiensi pemisahan.

II.5.2. Random Packing

Bermacam-macam tipe *packing* kolom telah dikembangkan dan digunakan. Tipe *packing* kolom yang umum digunakan adalah *random packing*. Material *packing* yang digunakan memiliki sifat *inert* dan murah seperti tanah liat, porcelain, *carbon graphite*, atau plastik. Salah satu karakteristik *packing* yang bagus adalah memiliki *void fraction* 60 sampai 90%. *Random packing* mengijinkan *volume* cairan yang cukup besar melewati *packing* dan berkontak secara berlawanan dengan aliran gas melewati pada *packing* dengan *pressure drop* yang rendah. Tabel II.3 menunjukkan beberapa macam *random packing* yang umum digunakan.

Tabel II.3. Macam *Random Packing*

No	Macam <i>Random Packing</i>	Struktur <i>Packing</i>
1	<i>R+ Rasching Rings</i> (ceramics, glass, metals, carbon, plastics)	
2	<i>P+ Pall Rings</i> (ceramics, metals, plastics)	
3	<i>S+, S++ Saddles</i> (ceramics, plastics)	
4	<i>C+ , I+ Rings</i> (Metals, Plastic)	
5	<i>L+, Q+, N+ packings</i> (plastics)	

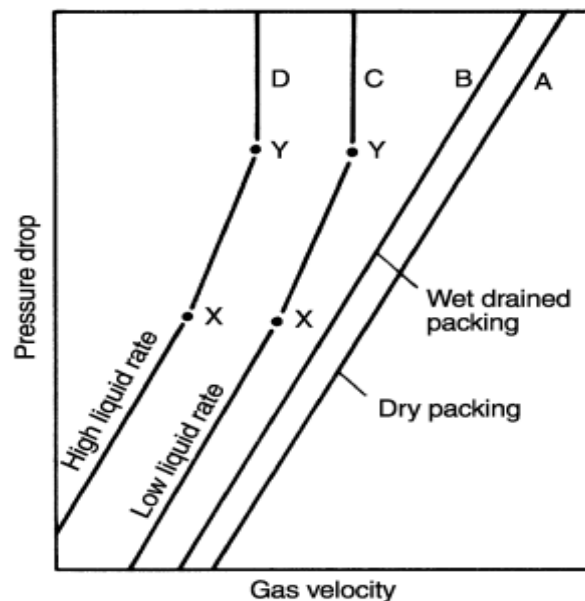
II.6. Aliran *Fluida* pada *Packed Kolom*

II.6.1. *Pressure Drop*

Di dalam kolom distilasi sistem aliran dari *vapor* dan *liquid* yang mengikuti arah alirannya dapat mengakibatkan terjadinya friksi akibat adanya ekspansi ataupun kontraksi seperti yang terjadi pada *orifice* yang mana dalam hal ini diekspresikan sebagai *pressure drop*. *Pressure drop* yang terlalu besar dapat mengakibatkan *flooding* yang mana *liquid* dipaksa untuk kembali ke *downcomer tray* di atasnya. Khususnya dalam kolom distilasi, terjadinya *pressure drop* yang cukup besar dapat mengakibatkan meningkatnya kebutuhan energi untuk meningkatkan tekanan uap

vapor, hal ini tidak diinginkan karena merupakan pemborosan energi. (Pilling & Holden, 2009)

Pada umumnya aliran gas yang terjadi didalam *pack* kolom adalah *turbulent* dan bentuk umum persamaan antara penurunan tekanan dan gas *flow rate* per-unit *area* kolom (U_G) ditunjukkan kurva A pada Gambar 2.6 penurunan tekanan (ΔP) mendekati $U_G^{1.8}$. Pada Gambar 2.6 menunjukkan bahwa ketika rate gas melebihi batas *flooding* ΔP akan naik lebih cepat dan sebanding dengan $U_G^{2.5}$ yang ditunjukkan oleh bagian XY pada kuva C. Point X merupakan *loading point* dan point Y merupakan *flooding point*.



Gambar II.4. Penurunan Tekanan dalam *Packing* Basah (axis dalam log)

(Richardson et al., 2002)

Jika kolom di *drain* maka ΔP yang terjadi adalah kurva B. Pendekatan ΔP pada *packing ring* dan *grid* dari data percobaan telah diberikan oleh *Morrison* dan *Jackson* sebagai berikut:

$$-\Delta P = \frac{1}{2} N \rho_G u_G^2 l \quad (\text{II.8})$$

Dimana:

$-\Delta P$ = Penurunan tekanan (N/m²)

ρ_G = Densitas gas (kg/m³)

u_G = Kecepatan gas (m/s)

N = Jumlah *Packing*
 l = Tinggi *packing* (m)

(Richardson et al., 2002)

Berikut adalah beberapa penyebab terjadinya *pressure drop* yang disebabkan oleh fase *liquid* ataupun *vapor* pada kolom distilasi :

Liquid

1. Friksi yang disebabkan oleh aliran *liquid* yang melewati *downcomer*
2. Friksi yang disebabkan oleh aliran *liquid* dibagian pojok bawah *downcomer*, diantara *downcomer* dan *weir*
3. Kontraksi dan ekspansi yang diakibatkan oleh adanya perbedaan luasan yang dilewati oleh *liquid*

Vapor

1. Kontraksi aliran *vapor* dari ruang dibawah plate melewati lubang di plate
2. Friksi yang terjadi akibat adanya *friction drag*
3. Ekspansi yang terjadi bila aliran *vapor* melewati *bubble cap* ataupun melewati vessel.

II.6.2. Loading dan Flooding Poin

Korelasi *flooding* dalam bentuk grafik pertama dibuat oleh *Sherwood* dkk, dan setelah itu dikembangkan oleh *Lobo* dkk. Untuk *random-dumped packing* seperti yang ditunjukkan Gambar II.5.

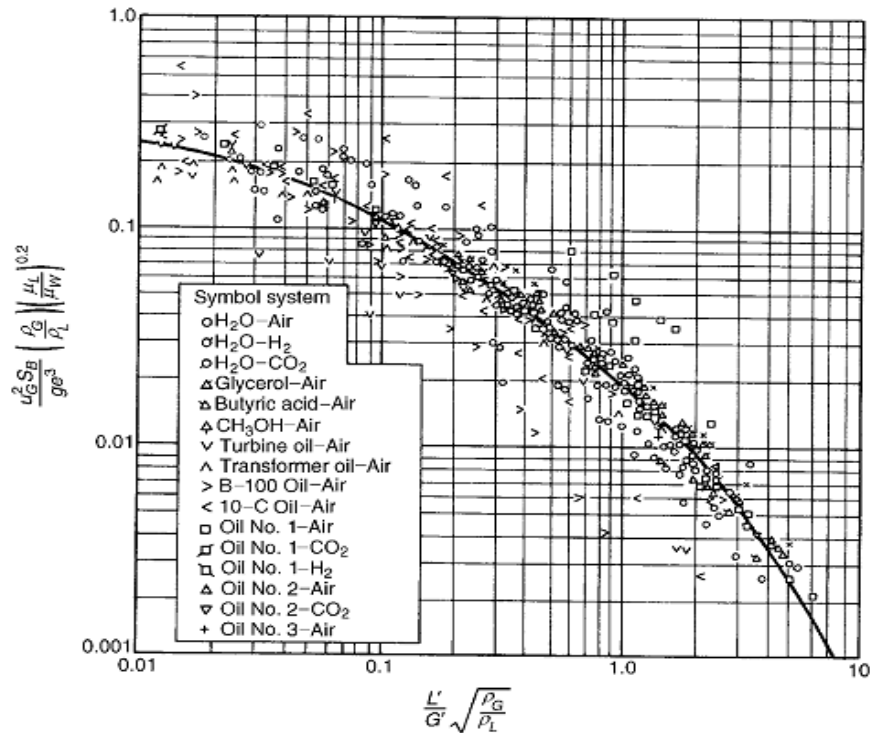
$$\left(\frac{u_G^2 S_B}{g e^3}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) \left(\frac{\mu_L}{\mu_w}\right)^{0,2} \text{ diplotte melawan } \frac{L'}{G'} \sqrt{\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)} \quad (\text{II.9})$$

Dimana:

u_G = kecepatan gas
 S_B = luas permukaan *packing* per volum bed
 g = percepatan gravitasi
 L' = *mass rate liquid* per unit area
 G' = *mass rate gas* per unit area

μ_w = viskositas air

Area dibawah kurva menunjukkan kemungkinan kondisi operasi. *Ratio* ρ_G/ρ_L dan μ_G/μ_L merupakan korelasi yang memiliki *range* luas untuk gas dan *liquid*.



Gambar II.5 Korelasi Umum untuk *Rate Flooding* didalam *Packed Column*

(Richardson et al., 2002)

II.7. Konsep Equilibrium dan Nonequilibrium Stage

Pada kolom distilasi sebenarnya terjadi interaksi yang cukup rumit antara *thermodynamic phase equilibrium properties of the mixture, rates of intra- and interphase mass and energy transport*, dan *multiphase flows*. Maka diperlukan penyederhanaan model sehingga model dapat mudah dikerjakan. Konsep *equilibrium stage model* dikembangkan Sorel pada tahun 1983 dimana cairan disetiap *stage* diasumsikan teraduk sempurna dan *vapor* dan *liquid* yang meninggalkan *stage* mengikuti hukum kesetimbangan termodinamika. Hal ini diperlukan agar hukum kesetimbangan termodinamika digunakan untuk menentukan suhu dan komposisi pada saat tekanan tertentu. Sebuah *hypothetical*

column tersusun dari *equilibrium stages* yang dirancang untuk melakukan pemisahan mendekati kolom yang sebenarnya. Jumlah *hypothetical equilibrium stages* dibutuhkan untuk mendapatkan jumlah *actual tray* dan besar *tray efficiencies* yang menggambarkan seberapa besar kinerja dari *actual tray* dalam *equilibrium stages*. Penggunaan *equilibrium stages* pada kolom distilasi dibagi menjadi 3 tahapan:

1. Metode dan data termodinamika dibutuhkan untuk memprediksi *equilibrium-phase compositions*
2. Jumlah *equilibrium stages* dan *energy input* dibutuhkan agar mencapai kondisi yang diinginkan.
3. Jumlah *equilibrium stages* setara dengan jumlah *actual tray* atau tinggi dari *packing*.

(Perry, 2008)

Nonequilibrium stage menghilangkan peran *tray efficiencies* yang digunakan pada *equilibrium stages* dan mampu memprediksi kinerja aktual dari suatu proses distilasi. Pada *nonequilibrium stage*, persamaan konservasi massa dan energi dibagi menjadi dua bagian dan satu untuk setiap fase. Persamaan untuk setiap fase dihubungkan dengan *mass balance* dan *energy balance* di sekitar *interface* dan dengan asumsi bahwa *interface* berada di kesetimbangan termodinamika. *Mass transfer* dan *energy transfer* melalui *interface* dimodelkan dengan *rate equations* dan *transfer coefficients* yang diselesaikan secara simultan. *Mass transfer coefficients* untuk fase cair dan fase uap dikombinasikan untuk mendapatkan *overall mass transfer coefficient*. Berikut ini adalah asumsi yang digunakan untuk menyederhanakan *nonequilibrium stage*:

1. Setiap fase bercampur sempurna pada setiap segmen.
2. *Vapour-liquid equilibrium* hanya terjadi di *interface*
3. *Finite flux mass transfer coefficients* diasumsikan sama dengan *low flux mass transfer coefficients*
4. *Condenser* dan *reboiler* dalam kondisi *equilibrium stages*

(Ramesh et al., 2007)

Berikut ini adalah persamaan yang digunakan dalam metode *Nonequilibrium stage*.

II.7.1. *Equilibrium Reboiler*

Reboiler yang digunakan diasumsikan dalam kondisi *equilibrium stages* sehingga persamaan neraca massa, persamaan neraca panas dan persamaan *equilibrium* ditunjukkan oleh persamaan berikut:

$$\dot{M}_{1,1}^L = L_2 x_{1,2}^L - B x_{1,1}^L - V_1 y_{1,1}^L \quad (\text{II.10})$$

$$\dot{M}_{2,1}^L = L_2 x_{2,2}^L - B x_{2,1}^L - V_1 y_{2,1}^L \quad (\text{II.11})$$

$$\dot{E}_1^L = L_2 H_2^L - B H_1^L - V_1 H_1^V + Q_R - Q_1^L \quad (\text{II.12})$$

$$g_{K_{1,1}} = y_{1,1}^L - K_{1,1} x_{1,1}^L \quad (\text{II.13})$$

$$g_{K_{2,1}} = y_{2,1}^L - K_{2,1} x_{2,1}^L \quad (\text{II.14})$$

$$g_{P_1} = P_2 + \Delta P_2 - P_1 \quad (\text{II.15})$$

$$g_{M_{t_1}^L} = M_{1,1}^L + M_{2,1}^L - M_{t_1}^L \quad (\text{II.16})$$

(Bonilla et al., 2012)

II.7.2. *Nonequilibrium stage*

Dynamic equations yang digunakan pada *stages* $J= 2, \dots, N-1$ ditunjukkan oleh persamaan neraca massa dan persamaan neraca panas pada *bulk phases* untuk komponen $i=1,2$

$$\dot{M}_{1,j}^L = L_{j+1} x_{1,j+1} - L_j x_{1,j} + F_j^L x_{1,j}^F + N_{1,j} \quad (\text{II.17})$$

$$\dot{M}_{2,j}^L = L_{j+1} x_{2,j+1} - L_j x_{2,j} + F_j^L x_{2,j}^F + N_{2,j} \quad (\text{II.18})$$

$$\dot{M}_{1,j}^V = V_{j-1} y_{1,j-1} - V_j y_{1,j} + F_j^L y_{1,j}^F - N_{1,j} \quad (\text{II.19})$$

$$\dot{M}_{2,j}^V = V_{j-1} y_{2,j-1} - V_j y_{2,j} + F_j^L y_{2,j}^F - N_{2,j} \quad (\text{II.20})$$

$$\dot{E}_j^L = L_{j+1} H_{j+1}^L - L_j H_j^L + F_j^L H_{f,j}^L - Q_j^L + \varepsilon_j^L \quad (\text{II.21})$$

$$\dot{E}_j^V = V_{j-1} H_{j-1}^V - V_j H_j^V + F_j^V H_{f,j}^V - Q_j^V + -\varepsilon_j^V \quad (\text{II.22})$$

Total holdups dihitung berdasarkan geometri dari kolom distilasi dan dijelaskan dalam persamaan berikut:

$$g_{M_{t_j}^L} = M_{1,j}^L + M_{2,1}^L - M_{t_j}^L \quad (\text{II.23})$$

$$g_{M_{t_j}^V} = M_{1,j}^V + M_{2,1}^V - M_{t_j}^V \quad (\text{II.24})$$

$$g_{M_{t_j}^L} = M_{t_j}^L - \frac{\pi}{4} d^2 l h_{t_j}^L c_{t_j}^L \quad (\text{II.25})$$

$$g_{M_{t_j}^V} = M_{t_j}^V - \frac{\pi}{4} d^2 l (\epsilon - h_{t_j}^L) c_{t_j}^V \quad (\text{II.26})$$

$$g_{E_j^L} = E_j^L - \frac{\pi}{4} d^2 l h_{t_j}^L c_{t_j}^L H_j^L \quad (\text{II.27})$$

$$g_{E_j^V} = E_j^V - \frac{\pi}{4} d^2 l (\epsilon - h_{t_j}^L) c_{t_j}^V H_j^V \quad (\text{II.28})$$

Kondisi pada *interface* kolom distilasi digambarkan dalam persamaan berikut:

$$g_{N_{1,j}^L} = N_{1,j} - a^L c_t^L k_j^L (x_{1,j}^L - x_{1,j}) - x_{1,j} (N_{1,j} + N_{2,j}) \quad (\text{II.29})$$

$$g_{N_{1,j}^V} = N_{1,j} - a^L c_t^V k_j^V (y_{1,j} - y_{1,j}^L) - y_{1,j} (N_{1,j} + N_{2,j}) \quad (\text{II.30})$$

$$\varepsilon_j^V = h_j^V a_j^L (T_j^V - T_j^L) + \sum_{i=1}^2 N_{1,j}^V \overline{H_{t,j}^V} \quad (\text{II.31})$$

$$\varepsilon_j^L = h_j^L a_j^L (T_j^L - T_j^L) + \sum_{i=1}^2 N_{1,j}^L \overline{H_{t,j}^L} \quad (\text{II.32})$$

$$g_{\varepsilon_j} = \varepsilon_j^V - \varepsilon_j^L \quad (\text{II.33})$$

$$g_{K_{1,j}} = y_{1,j}^L - K_{1,j} x_{1,j}^L \quad (\text{II.34})$$

$$g_{K_{2,j}} = y_{2,j}^L - K_{2,j} x_{2,j}^L \quad (\text{II.35})$$

(Bonilla et al., 2012)

II.7.3. Equilibrium Condensor

Liquid yang meninggalkan kondensor pada suhu T_N^L dengan nilai *enthalpy* sebesar H_C^L . Selain itu, komposisi uap yang meninggalkan dianggap dalam keseimbangan dengan fasa cair.

$$g_{E_{t,N}^L} = V_{N-1} H_N^V - L_C H_C^L + Q_C \quad (\text{II.36})$$

$$g_{K_{1,N}} = y_{1,N}^L - K_{1,N} x_{1,N}^L \quad (\text{II.37})$$

$$g_{K_{2,N}} = y_{2,N}^L - K_{2,N} x_{2,N}^L \quad (\text{II.38})$$

$$g_{y_{1,N}} = y_{1,N-1} - y_{1,N}^L \quad (\text{II.39})$$

(Bonilla et al., 2012)

II.7.4. Reflux drum

Persamaan neraca massa dan neraca panas ditunjukkan oleh persamaan berikut:

$$\dot{M}_{1,N}^L = L_C x_{1,N}^L - (L_r + D) x_{1,N} \quad (\text{II.40})$$

$$\dot{M}_{2,N}^L = L_C x_{2,N}^L - (L_r + D) x_{2,N} \quad (\text{II.41})$$

$$\dot{E}_N^L = L_C H_N^L - (L_r + D) H_N^L \quad (\text{II.42})$$

$$g_{M_{t,N}^L} = M_{1,N}^L + M_{2,N}^L - M_{t,N}^L \quad (\text{II.43})$$

(Bonilla et al., 2012)

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dilakukan secara eksperimen dan simulasi menggunakan teknologi distilasi. Sistem yang digunakan adalah kolom distilasi jenis *sieve tray* yang dimodifikasi dengan penambahan *packing*. Simulasi dilakukan dengan menggunakan *software* MATLAB R2013a dengan lisensi *software* dari Institut Teknologi Sepuluh November Surabaya.

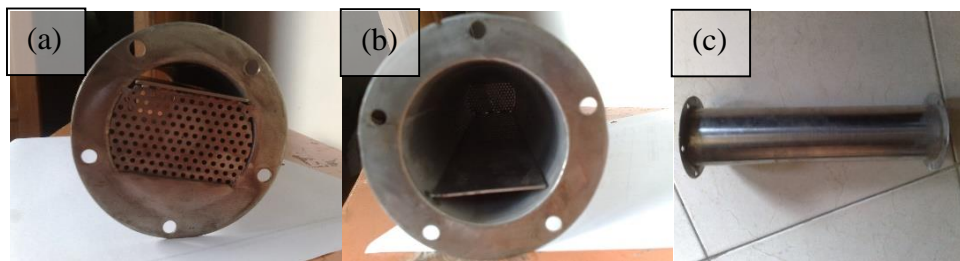
III.1. Bahan Penelitian

Bahan-bahan yang digunakan pada eksperimen teknologi distilasi dengan kolom distilasi jenis *sieve tray* yang dimodifikasi dengan penambahan *packing*.

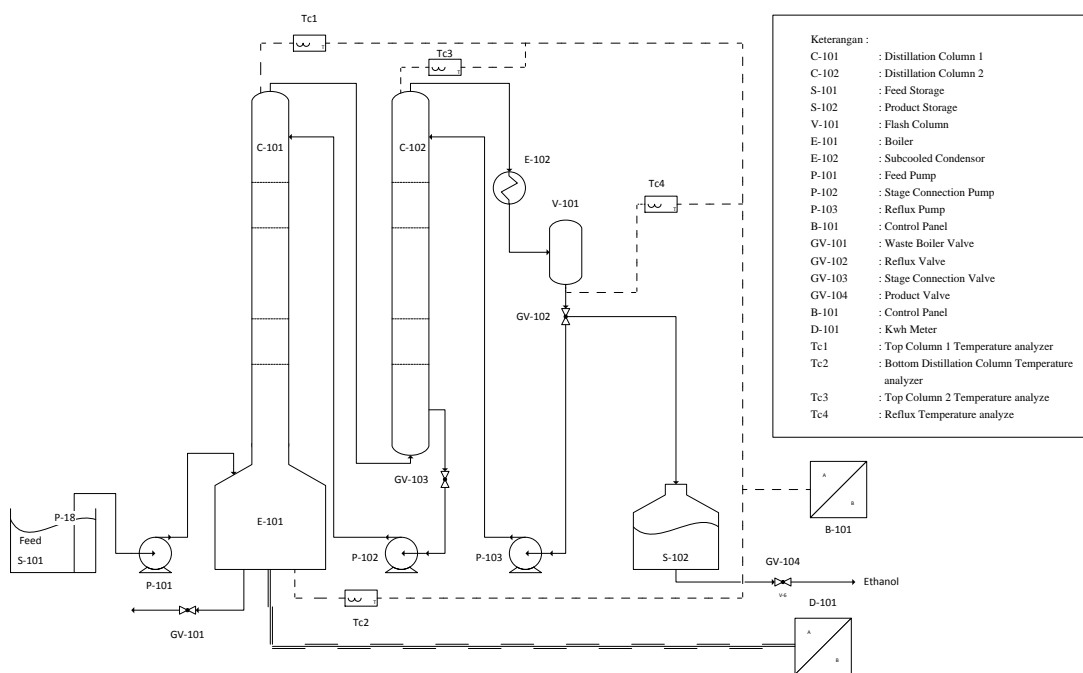
1. Etanol 96%
2. Aquadest
3. *Packing Steel Wool*
4. *Packing Rasching Ring*

III.2. Peralatan Penelitian

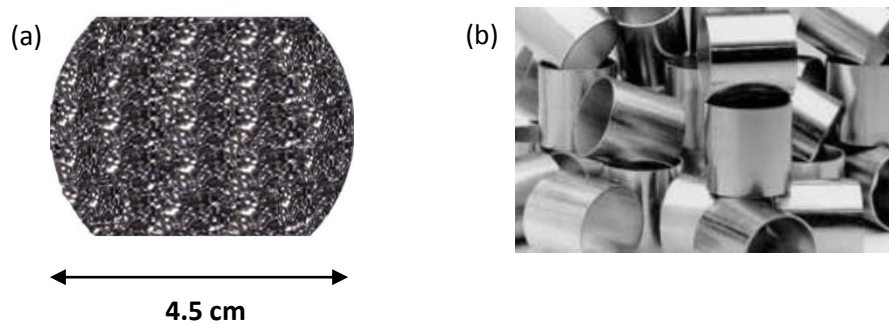
Pada eksperimen teknologi distilasi dengan kolom distilasi jenis *sieve tray* yang dimodifikasi dengan penambahan *packing* dengan penambahan *heater*, *thermocouple*, *condenser*, pompa, dan tangki penampung. Kolom distilasi memiliki 16 buah plate yang dikombinasikan dengan penambahan *packing*. *Packing* diletakkan di atas bagian *active area* dari *tray*. Secara rinci peralatan distilasi ditunjukkan dalam gambar III.2.



Gambar III.1 Bentuk Tray Penyusun Kolom, (a) Tampak Atas (*Active Area*), (b) Tampak Bawah (*Downflow*), (c) Tampak Samping (*Tray Spacing*)



Gambar III.2 Skema Peralatan Penelitian



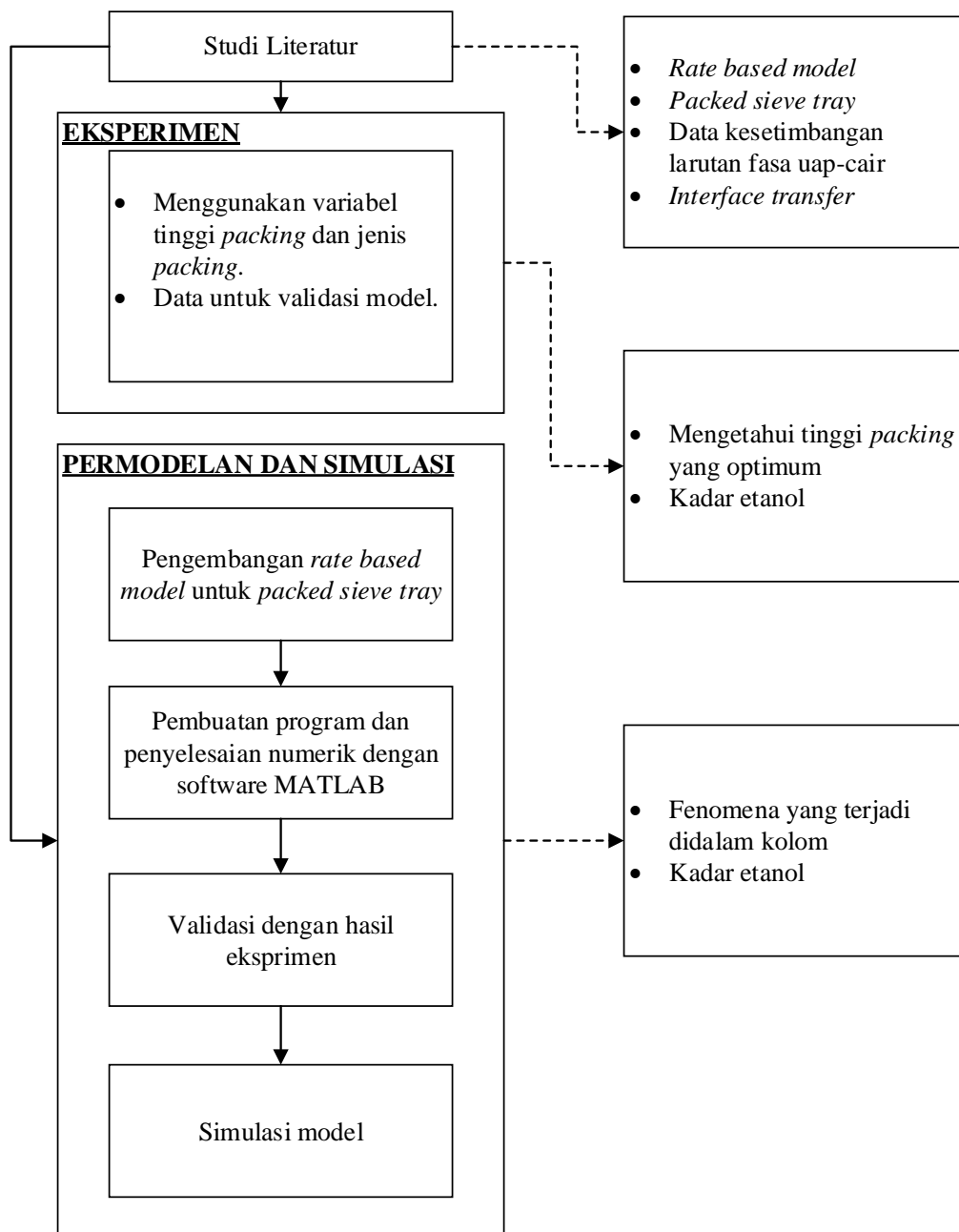
Gambar III.3 Jenis *packing*, (a) *Steel Wool Packing*, (b) *Raschig Ring Packing*

Tabel III.1 Spesifikasi Kolom Distilasi

No	Keterangan	Ukuran
1	Diameter kolom	6.2 cm
2	Tray Spacing	30 cm
3	Diameter hole	2 mm
4	Tinggi kolom	2.5 m
5	Jumlah Tray	16
6	Jenis Tray	Sieve Tray
7	Tinggi Weir	9 cm

III.3. Prosedur Umum Penelitian

Penelitian ini bertujuan pengaruh pemakaian *packed sieve tray* pada proses pemurnian etanol melalui proses distilasi. Untuk memperoleh hasil yang sesuai dengan tujuan penelitian maka ditempuh metodologi seperti Gambar III.4



Gambar III.4 Sistematika Penelitian Simulasi Dan Eksprimental Pengaruh *Packed Sieve Tray* Pada Proses Distilasi

III.3.1. Metodologi Eksperimental Distilasi pada Kolom *Sieve Tray* yang Dimodifikasi dengan Penambahan *packing*.

Tahap Persiapan *Feed*

Persiapan *feed* dilakukan dengan mengencerkan larutan sesuai dengan konsentrasi *feed* yang dibutuhkan, yakni 0.04 fraksi mol etanol dan 0.96 fraksi mol air.

Proses Distilasi

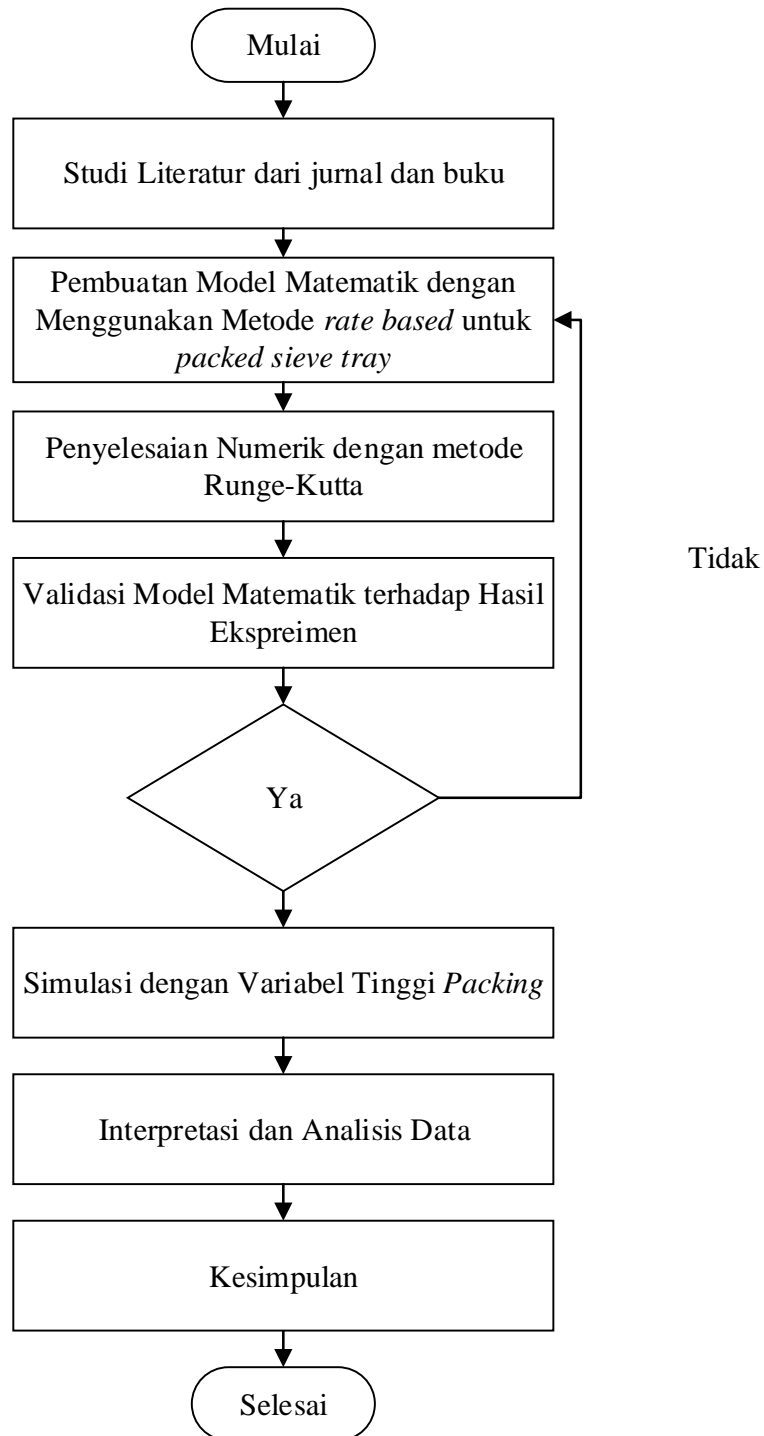
- i. Memasang *packing steel wool* dengan ketinggian 5 cm pada setiap *tray*
- ii. Mengecek keadaan peralatan distilasi, memastikan semua valve tertutup.
- iii. Mengisi *boiler* dengan larutan *feed* menggunakan pompa P-101 ke dalam kolom.
- iv. Mengalirkan air pendingin kedalam kondensor E-102.
- v. Menyalakan *boiler* E-101.
- vi. Menjaga temperatur boiler pada 100°C.
- vii. Mengambil sampel hasil distilasi untuk dianalisa dengan membuka GV-104.
- viii. Menampung produk yang dihasilkan dan menganalisa produk yang didapatkan.
- ix. Mengulangi untuk variabel tinggi *packing* dan jenis *packing*.

III.3.2. Metodologi Simulasi Distilasi pada Kolom *Sieve Tray* yang Dimodifikasi dengan Penambahan *packing*.

Langkah-langkah dalam melakukan simulasi distilasi pada kolom *sieve Tray* yang Dimodifikasi dengan Penambahan *packing* ditunjukkan oleh gambar Gambar III.5. Beberapa asumsi digunakan dalam simulasi distilasi untuk mempermudah penyelesaian dari *rate based model*.

- Menggunakan campuran biner.
- *Bulk phases* diasumsikan tercampur sempurna.
- *Vapor-liquid equilibrium* hanya terjadi di *vapor-liquid interface*.
- Hubungan antara *heat flux* dan *mass fluxes* di *interface* diabaikan.

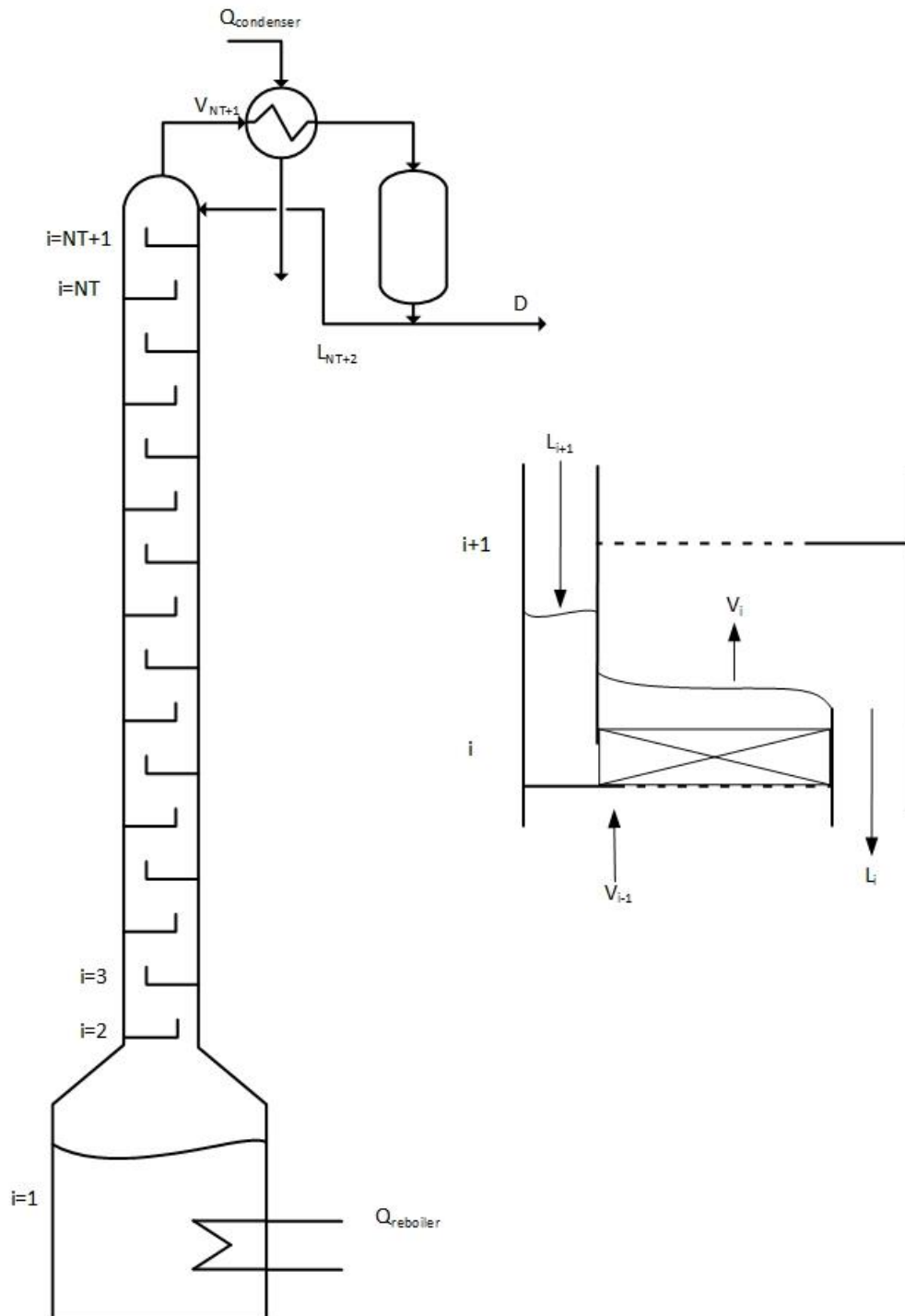
- *Reboiler* diasumsikan dalam keadaan *thermodynamical equilibrium*.



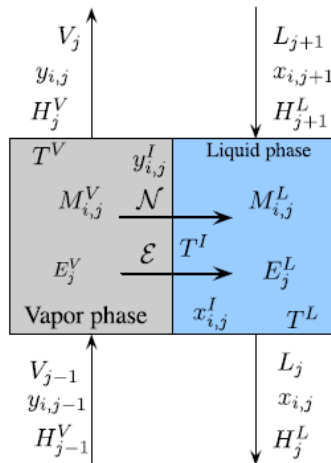
Gambar III.5 Langkah-Langkah Simulasi Distilasi Pada *Packed Sieve Tray Column* Pada Proses Distilasi

III.4. Sistem yang Ditinjau

Sistem yang ditinjau adalah sistem kolom destilasi yang ditunjukkan seperti gambar berikut



Gambar III.6 Sistem Kolom Distilasi Jenis *Packed Sieve Tray*.



Gambar III.7 *Non-equilibrium stage dalam rate based model.*

III.5. Penyelesaian Numerik

Penyelesaian numerik digunakan untuk menyelesaikan persamaan-persamaan diferensial yang digunakan pada penelitian ini. Penyelesaian yang digunakan adalah metode Runge-Kutta pada MATLAB. Metode Runge-Kutta dipilih karena cara penyelesaiannya lebih mudah untuk menyelesaikan persamaan turunan pertama dan persamaan yang digunakan tidak perlu untuk diturunkan menjadi turunan kedua.

III.6. Analisa Produk

Produk distilasi akan dianalisa menggunakan *gas chromatography* untuk mengetahui kadar ethanol yang didapatkan.

III.7. Variabel Penelitian

Kondisi operasi yang digunakan pada penelitian ini adalah:

1. Variabel Tetap
 - i. Tekanan operasi 760 mmHg (atmosferik).
 - ii. Penambahan *packing* tiap tray.

2. Variabel Berubah

- i. Menggunakan jenis *packing rasching ring* dan *steel wool*.
- ii. Tinggi *packing* sebesar tanpa *packing*, 3 cm dan 5 cm.

3. Variabel yang Diukur

- i. Kadar destilat
- ii. Waktu distilasi

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IV

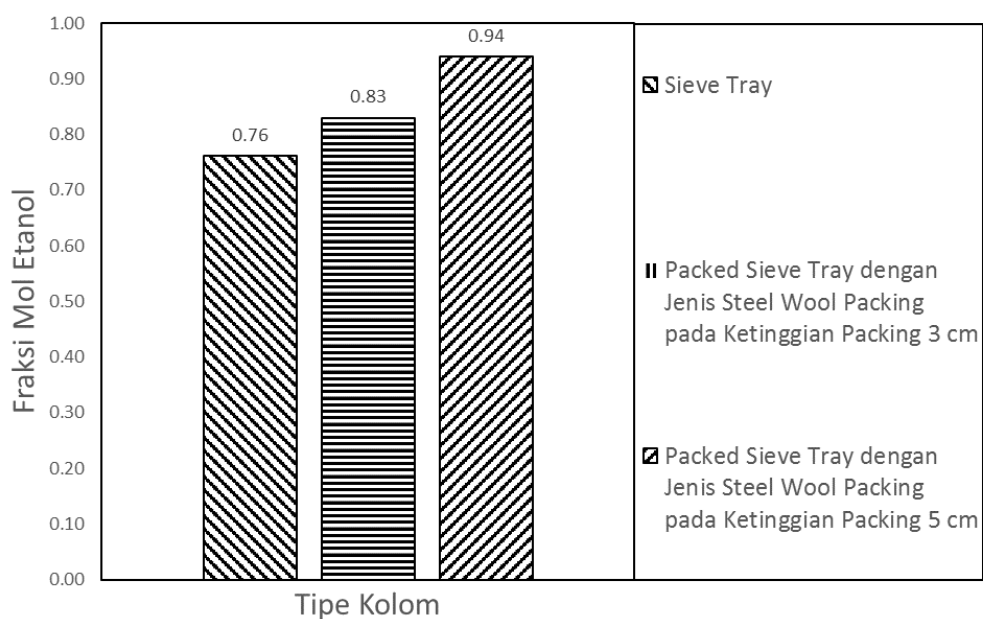
HASIL DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini menggunakan kolom distilasi yang terdiri dari 16 *tray* dan disusun secara seri. Penelitian ini bertujuan untuk mempelajari pengaruh pemakaian *packed sieve tray* pada proses pemurnian etanol melalui proses distilasi. Pada penelitian ini menggunakan *feed* yang terdiri dari 6% mol etanol dan 94% mol aquades. Proses distilasi menggunakan kolom *packed sieve tray*. Jenis packing yang digunakan adalah tipe *random packing*, yakni *steel wool* dan *rasching ring* dengan variasi ketinggian, yaitu 3 cm dan 5 cm. Sehingga hasil dari penelitian ini adalah untuk mempelajari pengaruh dari pemakaian *packed sieve tray* terhadap kadar distilat. Selain itu, pada penelitian ini juga dilakukan simulasi menggunakan aplikasi MATLAB untuk memvalidasi data yang didapat dari hasil penelitian eksperimen. Model matematika yang digunakan adalah *rate base model*. Kemudian model matematika ini diselesaikan menggunakan metode numerik yang didasarkan metode *runge-kutta*.

IV.1. Pengaruh Ketinggian *Packing* Terhadap Fraksi Larutan di Distilat pada *Packed Sieve Tray*

Pada proses distilasi ini menggunakan *packed sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dengan tekanan atmosferik. Proses eksperimen dilaksanakan hingga proses distilasi mencapai kurang lebih 60 menit. Pertama-tama proses distilasi dilakukan dengan *sieve tray* yang kemudian dilanjutkan dengan *packed sieve tray* dengan variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 5 cm dan jenis packing yaitu *steel wool* dan *rasching ring*. Gambar IV.1 adalah hasil pengaruh variasi ketinggian *packing* terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan menggunakan *packed sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dengan *packing* jenis *steel wool* dan pada tekanan atmosferik. Pada Gambar IV.1 dapat dilihat bahwa *packed sieve tray* dengan jenis *steel wool packing*, pada ketinggian *packing* 3 cm, menghasilkan kadar distilat sebesar 83% mol etanol

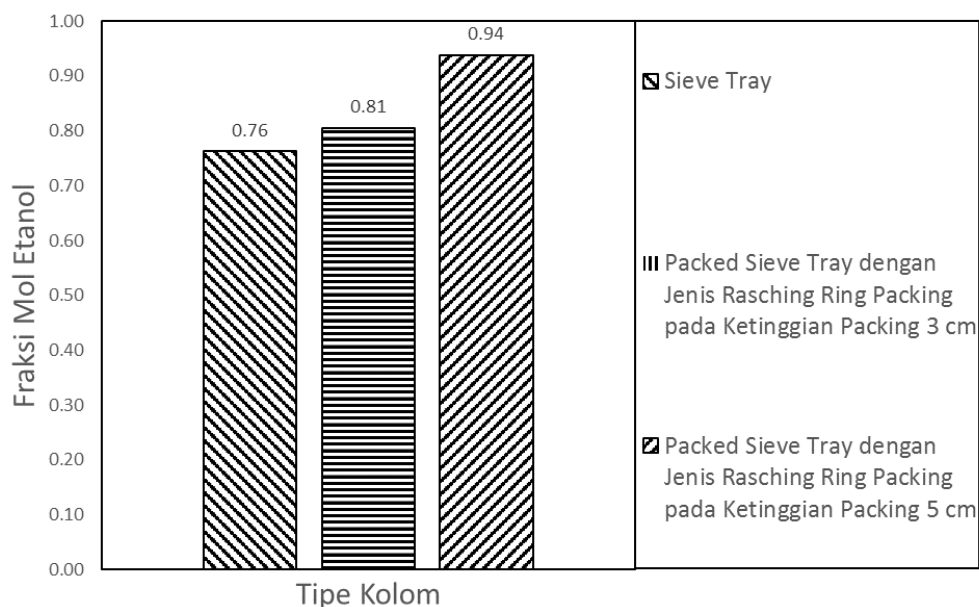
atau equivalen dengan 94% volume etanol dan *packed sieve tray* dengan jenis *steel wool packing*, pada ketinggian *packing* 5 cm, menghasilkan kadar distilat sebesar 94% mol etanol atau equivalen dengan 98 % volume etanol. Sementara penggunaan *sieve tray* menghasilkan kadar distilat sebesar 76% mol etanol atau equivalen dengan 91.14 % volume etanol.



Gambar IV.1 Perbandingan pengaruh variasi ketinggian *packing* terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan *packed sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dengan *packing* jenis *steel wool* dan tekanan atmosferik.

Gambar IV.2 adalah hasil pengaruh variasi ketinggian *packing* terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan menggunakan *packed sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dengan *packing* jenis *rasching ring* dan pada tekanan atmosferik. Pada Gambar IV.2 dapat dilihat bahwa *packed sieve tray* dengan jenis *rasching ring packing*, pada ketinggian *packing* 3 cm, menghasilkan kadar distilat sebesar 81% mol etanol atau equivalen dengan 93% volume etanol etanol dan *packed sieve tray* dengan jenis *rasching ring packing*, pada ketinggian *packing* 5 cm, menghasilkan kadar distilat sebesar 94% mol etanol atau equivalen

dengan 98 % volume etanol. Sementara penggunaan *sieve tray* menghasilkan kadar distilat sebesar 76% mol etanol atau ekuivalen dengan 91.14 % volume etanol.



Gambar IV.2 Perbandingan pengaruh variasi ketinggian *packing* terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan *packed sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dengan *packing* jenis *rasching ring* dan tekanan atmosferik.

Berdasarkan hasil eksperimen, proses distilasi dengan menggunakan *packed sieve tray* dengan variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 5 cm dan jenis *packing* yaitu *steel wool* dan *rasching ring* menghasilkan kadar distilat yang lebih murni dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*. Proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* dengan *steel wool* mengalami kenaikan kadar etanol sebanyak 8.89% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 23.31% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm jika dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*. Sedangkan proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* dengan *rasching ring* mengalami kenaikan kadar etanol sebanyak 5.67% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 23.11% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm jika dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*. Peningkatan kadar etanol ini disebabkan karena penggunaan *packed sieve tray* pada proses distilasi dapat menyebabkan

terbentuknya gelembung kecil sehingga meningkatkan *interfacial area* dan waktu kontak antara *vapor* dan *liquid* yang ada di setiap *tray*. Hal ini juga berefek juga pada meningkatnya *mass transfer* di setiap *tray* sehingga kadar distilat yang didapatkan lebih murni. Selain itu, penggunaan *packed sieve tray* pada proses distilasi dapat menjaga diameter gelembung. Sehingga nilai *mass transfer* yang ada di setiap *tray* tetap terjaga. Dengan menjaga kondisi diameter gelembung pada setiap *tray* dapat menghasilkan kadar distilat yang melewati titik *azeotrope* pada sistem etanol-air.

Peningkatan *mass transfer* di setiap *tray* didukung oleh penelitian sebelumnya yang dilakukan oleh Spagnolo dan Chuang (1984, p. 565) dan Chen et al. (1992, p. 213). Pada penelitian terdahulu terjadi peningkatan *mass transfer* di dalam *tray* yang dipengaruhi oleh penambahan *packing* pada 1 *tray*. Sehingga performa dari *sieve tray* dapat meningkat dengan penambahan *packing* pada 1 *tray* karena terjadi peningkatan *interfacial area* di dalam *tray*.

IV.2. Validasi Model dan Simulasi Pengaruh Ketinggian *Packing* Terhadap Fraksi Larutan di Distilat pada *Packed Sieve Tray*

Model matematika yang digunakan dalam proses distilasi dengan menggunakan *packed sieve tray* adalah *rate based model*. Sistem yang ditinjau berupa *packed sieve tray* yang berjumlah 16 *tray* yang disusun seri dengan menggunakan 2 jenis *packing* yaitu *steel wool* dan *rasching ring* dengan variasi ketinggian, yaitu 3 cm dan 5 cm. Untuk mengakomodasi kondisi operasi yang digunakan pada penelitian ini maka dilakukan modifikasi pada *tray* pada *rate based model* yang awalnya diasumsikan *packed column* menjadi *packed sieve tray*. Modifikasi *rate based model* dilakukan dengan memasukkan nilai *geometrical interfacial area per volume* yang digunakan dalam perhitungan *number of liquid mass transfer* dan nilai besar gelembung yang digunakan dalam perhitungan *number of vapor mass transfer* yang nantinya digunakan pada persamaan matematika pada kondisi *interface* pada proses simulasi. Nilai nilai gelembung yang digunakan pada simulasi dimasukkan ke persamaan berikut:

$$k_G = \frac{S_h K D_G}{D_{BS}} \quad (IV.1)$$

Dimana

k_G = Vapor-phase mass transfer coefficient

Sh = Sherwood number

D_G = Diffusifitas vapor

D_L = Diameter Gelembung

$$N_G = \frac{L_f \rho_G K_G}{G_f \rho_L K_L} N_L \quad (IV.2)$$

Dimana

N_G = Number of vapour-phase mass transfer

L_f = Total liquid mass flow rate

ρ_G = vapour-phase density

k_G = Vapor-phase mass transfer coefficient

G_f = Total vapour mass flow rate

ρ_L = Liquid-phase density

k_L = Liquid-phase mass transfer coefficient

N_L = Number of liquid-phase mass transfer

Sedangkan nilai *geometrical interfacial area per volume* pada simulasi dimasukan ke persamaan berikut:

$$N_L = k_L \frac{\rho_L G_f}{\rho_G L_f} a' t_G \quad (IV.3)$$

Dimana

N_G = Number of vapour-phase mass transfer

L_f = Total liquid mass flow rate

ρ_G = vapour-phase density

G_f = Total vapour mass flow rate

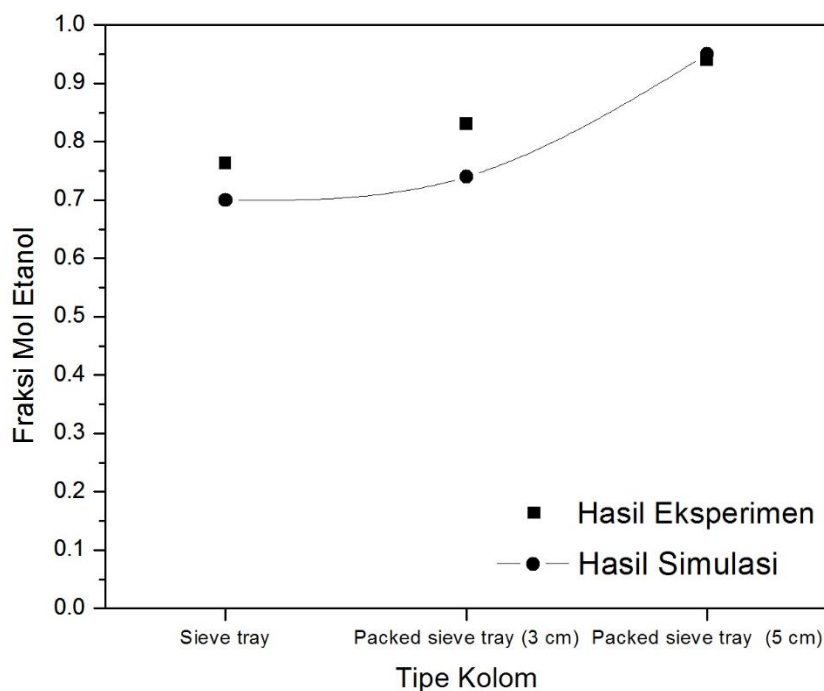
ρ_L = Liquid-phase density

k_L = Liquid-phase mass transfer coefficient

a' = geometrical interfacial area per volume of vapour

t_G = mean residence time of vapour-phase in dispersion

Sehingga hasil yang dihasilkan dapat mendekat proses distilasi yang sebenarnya dan proses validasi digunakan untuk membandingkan antara hasil eksperimen dan hasil simulasi.

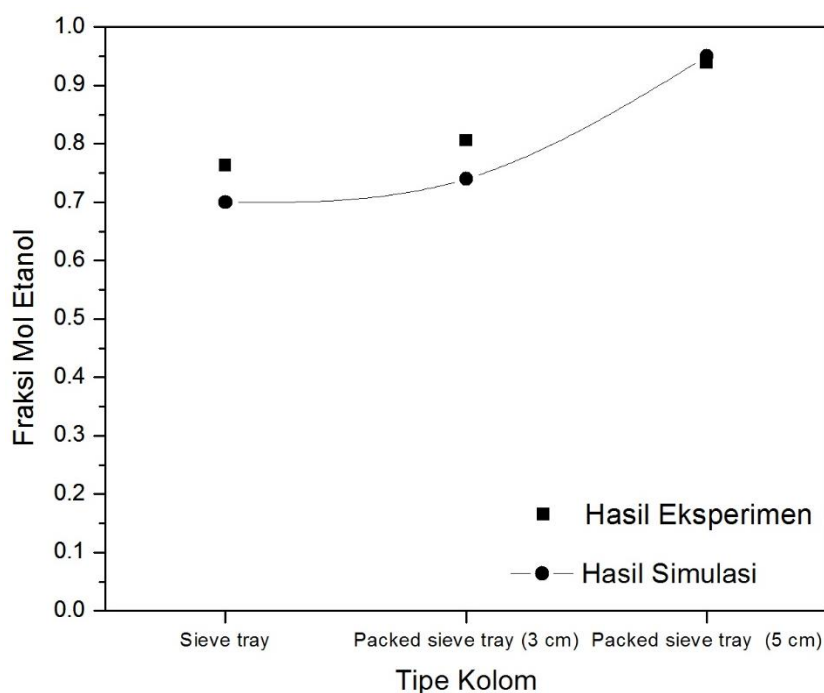


Gambar IV.3 Perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *sieve tray*, *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *steel wool packing* pada ketinggian 3 cm dan *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *steel wool packing* pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

Gambar IV.3 menampilkan perbandingan antara kadar distilat maksimal yang dapat diraih pada saat melakukan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray* dan *packed sieve tray* menggunakan jenis *steel wool packing*. Kondisi operasi yang digunakan adalah tekanan atmosferik dan *tray* berjumlah 16. Pada Gambar IV.3 dapat dilihat perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *sieve tray*. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa hasil eksperimen menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 76% mol dan hasil simulasi menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 72% mol. Hal ini menunjukkan adanya penyimpangan pada hasil eksperimen dan simulasi sebesar 6.08%. Pada Gambar IV.3 dapat dilihat perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *steel wool packing* ketinggian *packing* sebesar 3 cm. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa hasil eksperimen menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 83% mol dan hasil simulasi menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 79% mol. Hal ini menunjukkan adanya penyimpangan pada hasil eksperimen dan simulasi sebesar 5.02%. Pada Gambar IV.3 dapat dilihat perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *steel wool packing* ketinggian *packing* sebesar 5 cm. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa hasil eksperimen menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 94% mol dan hasil simulasi menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 94% mol. Hal ini menunjukkan adanya penyimpangan pada hasil eksperimen dan simulasi sebesar 0.33%.

Gambar IV.4 menampilkan perbandingan antara kadar distilat maksimal yang dapat diraih pada saat melakukan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray* dan *packed sieve tray* menggunakan jenis *rasching ring packing*. Kondisi penelitian yang digunakan adalah tekanan atmosferik dan *tray* berjumlah 16. Pada Gambar IV.4 dapat dilihat perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *sieve tray*. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa hasil eksperimen menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 76% mol dan hasil simulasi menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 72% mol. Hal ini menunjukkan adanya penyimpangan pada hasil eksperimen dan simulasi sebesar

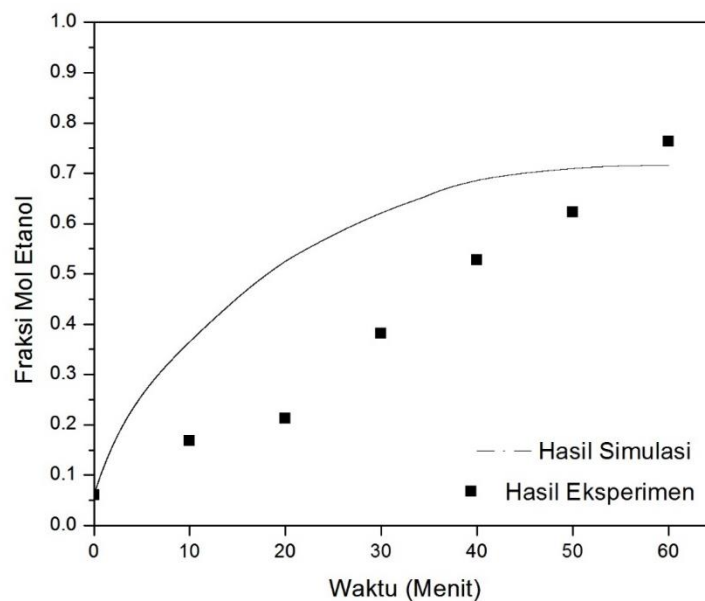
6.08%. Pada Gambar IV.4 dapat dilihat perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *rasching ring packing* ketinggian *packing* sebesar 3 cm. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa hasil eksperimen menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 81% mol dan hasil simulasi menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 79% mol. Hal ini menunjukkan adanya penyimpangan pada hasil eksperimen dan simulasi sebesar 2.13%. Pada Gambar IV.4 dapat dilihat perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *rasching ring packing* ketinggian *packing* sebesar 5 cm. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa hasil eksperimen menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 94% mol dan hasil simulasi menghasilkan kadar etanol maksimal sebesar 94% mol. Hal ini menunjukkan adanya penyimpangan pada hasil eksperimen dan simulasi sebesar 0.17%.



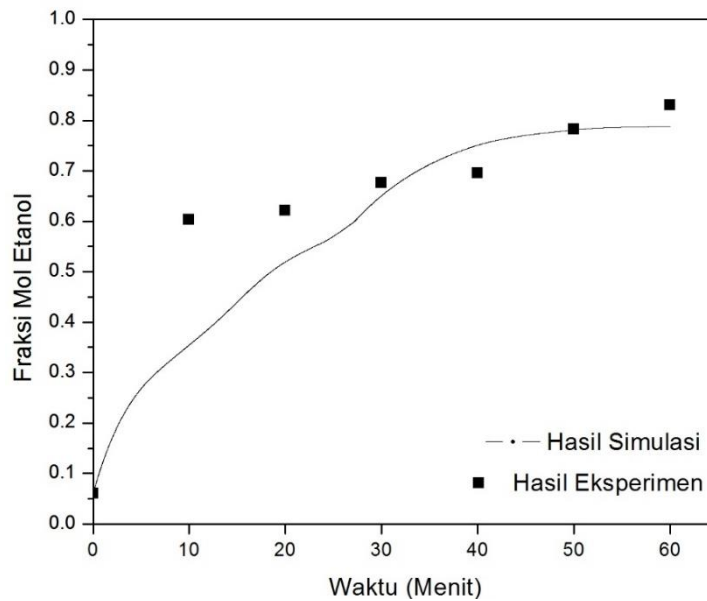
Gambar IV.4 Perbandingan hasil kadar distilat maksimal secara eksperimen dan simulasi pada *sieve tray*, *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *rasching ring packing* pada ketinggian 3 cm dan *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *rasching ring packing* pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah *tray*

dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

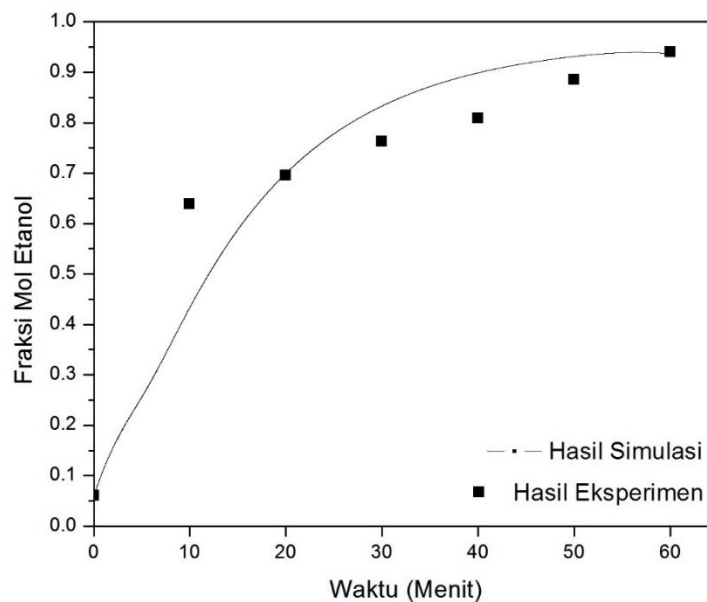
Gambar IV.5 hingga Gambar IV.7 menggambarkan hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray* dan *packed sieve tray* menggunakan jenis *steel wool packing*. Kondisi penelitian yang digunakan adalah tekanan atmosferik dan *tray* berjumlah 16. Kadar distilat yang didapatkan, baik pada *sieve tray* dan *packed sieve tray* menggunakan jenis *steel wool packing*, semakin meningkat terhadap waktu baik ditinjau pada sisi eksperimen maupun sisi simulasi. Pada proses distilasi secara eksperimen mengalami kenaikan kadar etanol rata-rata sebesar 11.06% dan secara simulasi mengalami kenaikan kadar etanol rata-rata sebesar 14.48%.



Gambar IV.5 Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada *sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

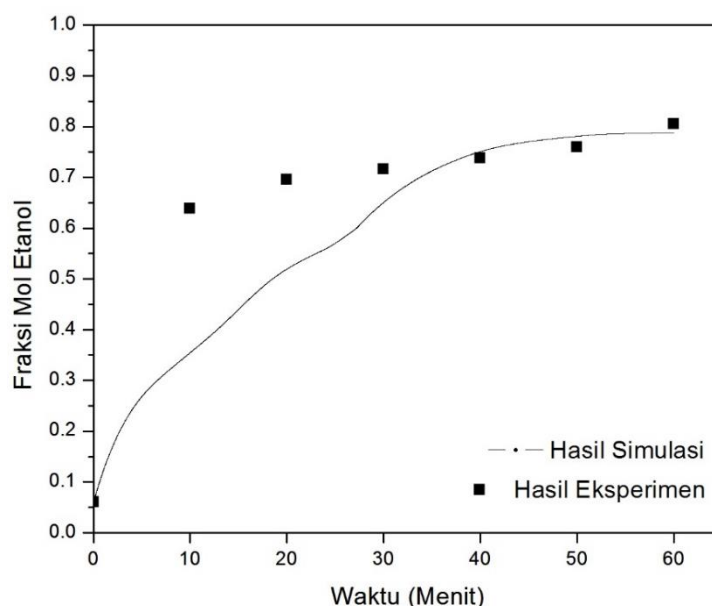


Gambar IV.6 Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *steel wool packing* pada ketinggian 3 cm yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

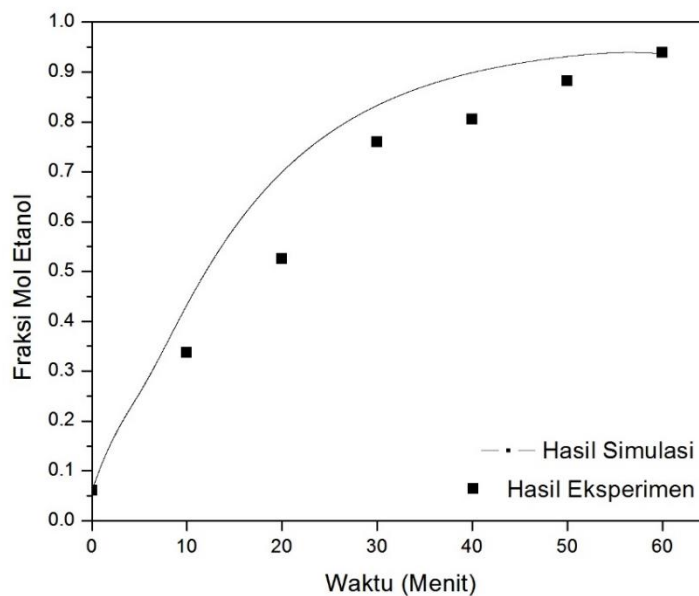


Gambar IV.7 Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *steel wool packing* pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

Gambar IV.5 dan Gambar IV.8 hingga Gambar IV.9 menggambarkan hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray* dan *packed sieve tray* menggunakan jenis *rasching ring packing*. Kondisi penelitian yang digunakan adalah tekanan atmosferik dan *tray* berjumlah 16. Kadar distilat yang didapatkan, baik pada *sieve tray* dan *packed sieve tray* menggunakan jenis *steel wool packing*, semakin meningkat terhadap waktu baik ditinjau pada sisi eksperimen maupun sisi simulasi. Pada proses distilasi secara eksperimen mengalami kenaikan kadar etanol rata-rata sebesar 11.09% dan secara simulasi mengalami kenaikan kadar etanol rata-rata sebesar 14.48%.



Gambar IV.8 Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *rasching ring packing* pada ketinggian 3 cm yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.



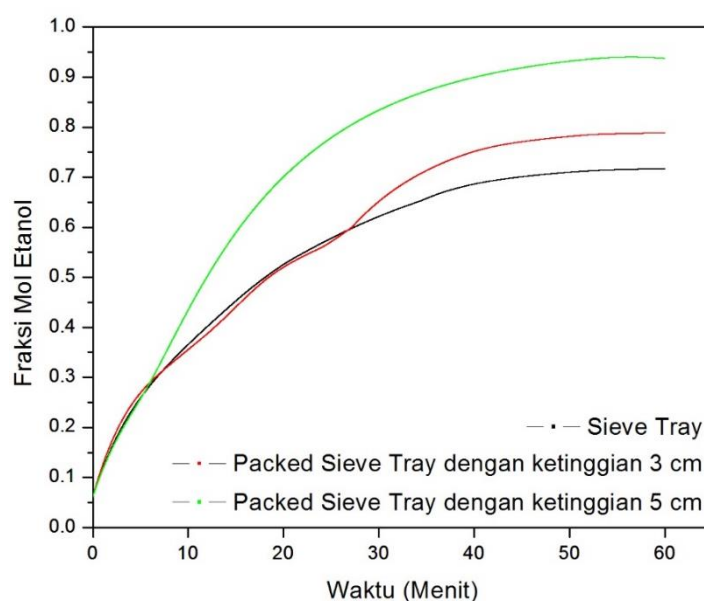
Gambar IV.9 Hasil kadar distilat terhadap waktu proses distilasi pada *packed sieve tray* dengan menggunakan jenis *rasching ring packing* pada ketinggian 5 cm yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

Dengan melakukan pengamatan pada hasil eksperimen dan hasil simulasi, pola hasil distilat etanol memiliki kecenderungan yang sama yang ditunjukkan pada gambar IV.5 hingga gambar IV.9. Secara umum kadar distilat etanol akan semakin naik hingga kadar distilat maksimal yang dapat diraih sebanding dengan lamanya proses distilasi yang berjalan selama kurang lebih 60 menit. Walaupun demikian, ada beberapa kondisi dimana terjadi penyimpangan antara proses distilasi secara eksperimen dan simulasi. Penyimpangan antara proses distilasi secara eksperimen dan simulasi terjadi karena adanya asumsi-asumsi yang digunakan pada model matematika yang digunakan seperti *bulk phases* diasumsikan tercampur sempurna, *vapor-liquid equilibrium* hanya terjadi di *vapor-liquid interface*, hubungan antara *heat flux* dan *mass fluxes* di *interface* diabaikan dan *reboiler* diasumsikan dalam keadaan *thermodynamical equilibrium*. Ada pola hasil kadar distilat berada dibawah hasil simulasi, seperti gambar IV.5, gambar IV.7 dan gambar IV.9, dan ada pola hasil kadar distilat berada diatas hasil simulasi, seperti gambar IV.6 dan gambar IV.8. Namun ketika mendekati akhir proses distilasi, kadar etanol yang

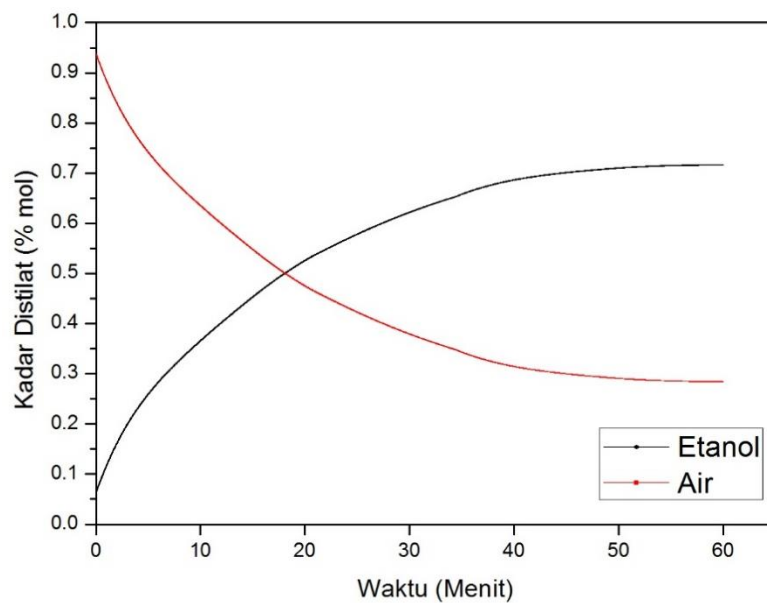
didapatkan hampir sama. Secara umum pola hasil distilat yang ditunjukkan secara eksperimen dan simulasi hampir sama.

IV.3. Simulasi Pengaruh Ketinggian *Packing* Terhadap Fraksi Larutan di Distilat pada *Packed Sieve Tray*

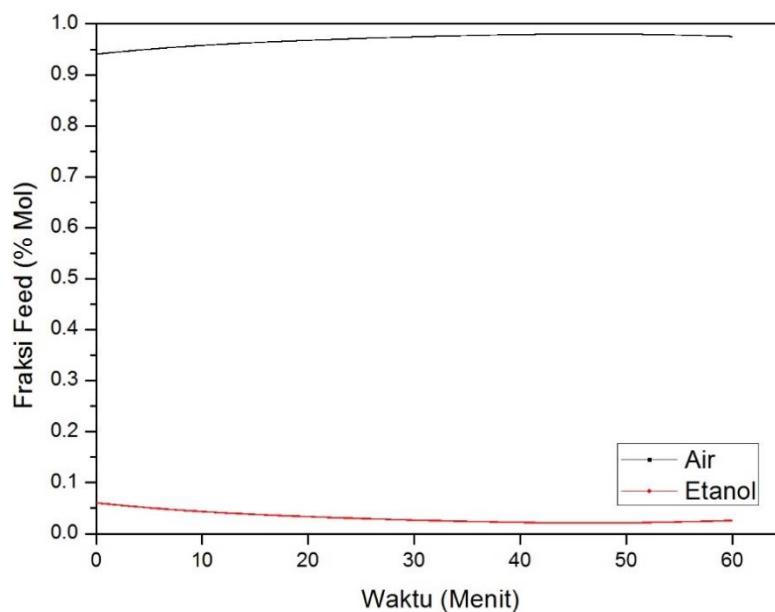
Pada proses simulasi distilasi ini menggunakan *rate base model* dengan memanipulasi tinggi *packing* pada *packed sieve tray*. Sistem yang ditinjau berupa *packed sieve tray* yang berjumlah 16 *tray* yang disusun seri dengan variasi ketinggian, yaitu 3 cm dan 5 cm dengan menggunakan tekanan atmosferik. Untuk mengakomodasi kondisi operasi yang digunakan pada penelitian ini maka dilakukan modifikasi pada *tray* pada *rate based model* yang awalnya diasumsikan *packed column* menjadi *packed sieve tray*. Proses simulasi dilaksanakan hingga proses distilasi mencapai kurang lebih 60 menit. Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan, didapatkan nilai fraksi mol di distilat setiap waktu untuk berbagai variasi ketinggian *packing* pada *packed sieve tray* yang ditunjukkan pada Gambar IV.10.



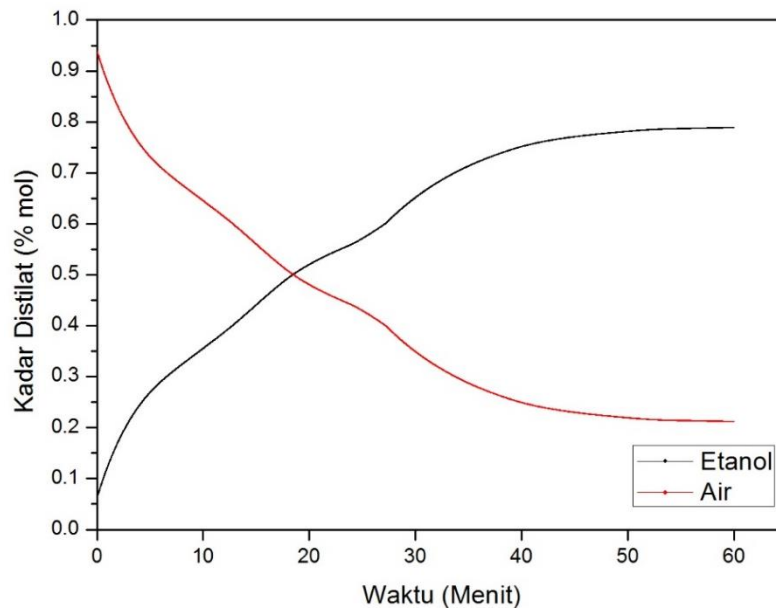
Gambar IV.10 Hasil kadar etanol secara simulasi untuk *packed sieve tray* dengan berbagai variasi ketinggian *packing* dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.



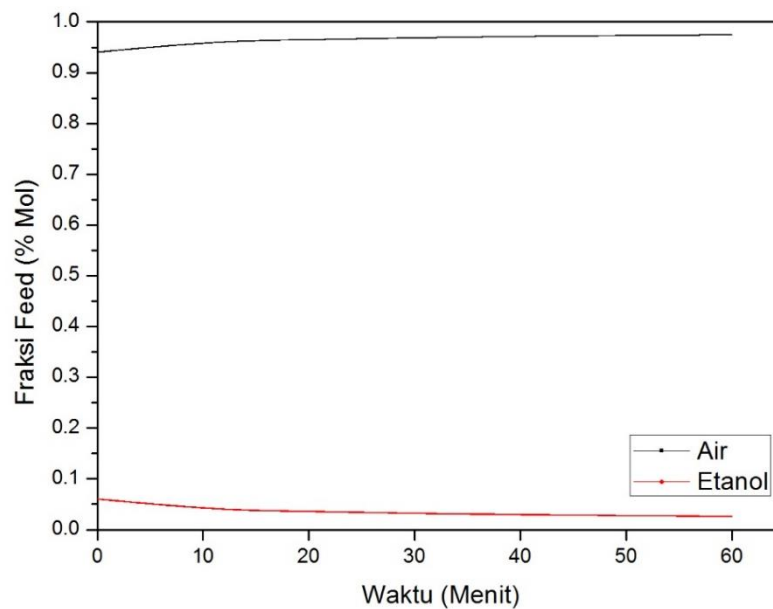
Gambar IV.11 Hasil kadar distilat secara simulasi untuk *sieve tray* dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.



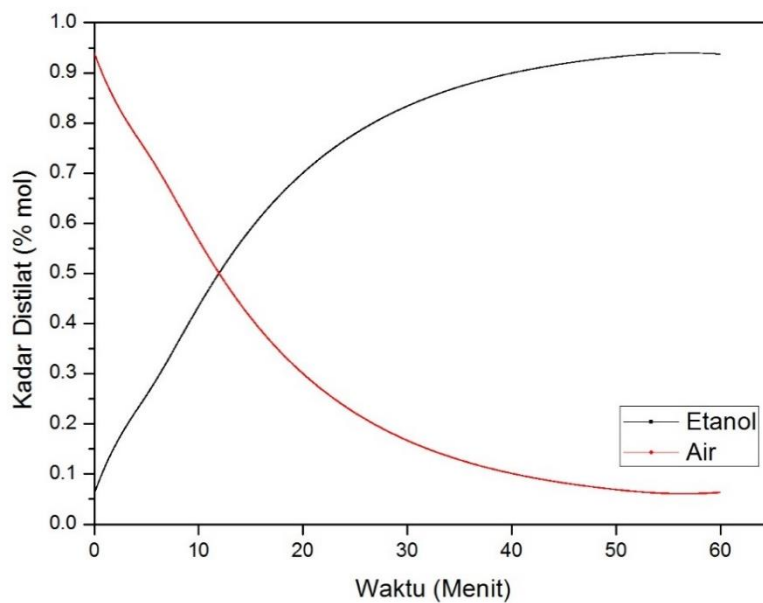
Gambar IV.12 Hasil kadar *bottom* secara simulasi untuk *sieve tray* dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.



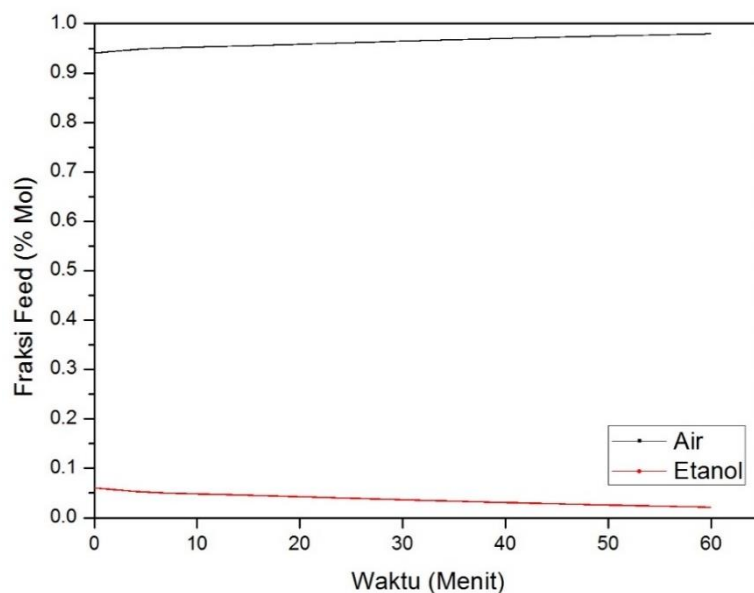
Gambar IV.13 Hasil kadar distilat secara simulasi untuk *packed sieve tray* dengan variasi ketinggian *packing* Sebesar 3 cm dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.



Gambar IV.14 Hasil kadar *bottom* secara simulasi untuk *packed sieve tray* dengan variasi ketinggian *packing* Sebesar 3 cm dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.



Gambar IV.15 Hasil kadar distilat secara simulasi untuk *packed sieve tray* dengan variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

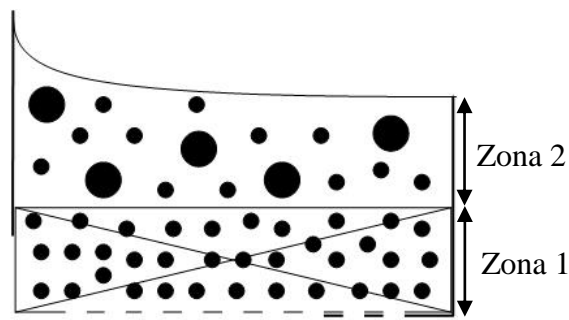


Gambar IV.16 Hasil kadar *bottom* secara simulasi untuk *packed sieve tray* dengan variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm dengan kondisi 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan tekanan atmosferik selama kurang lebih 60 menit operasi proses distilasi.

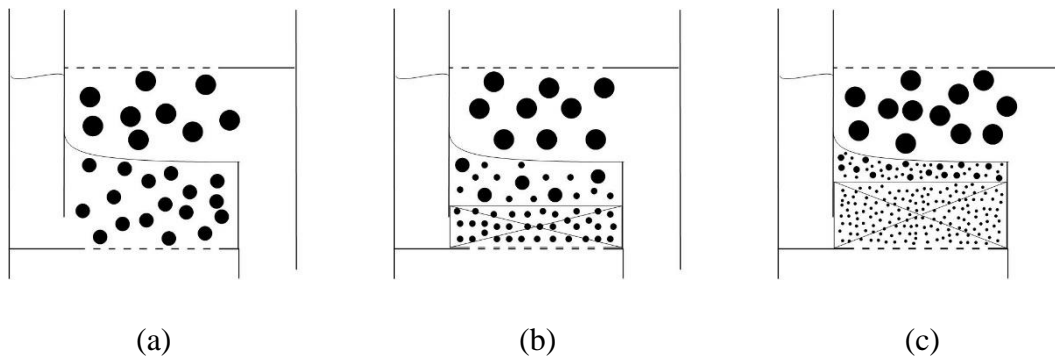
Pada gambar IV.11 hingga Gambar IV.16 terlihat pengaruh penggunaan *packed sieve tray* dalam proses distilasi dengan berbagai variable ketinggian *packing*. Gambar IV.11 adalah hasil simulasi proses distilasi menggunakan *sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan pada tekanan atmosferik. Fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit. Penggunaan *sieve tray* menghasilkan kadar distilat sebesar 72% mol etanol. Gambar IV.13 dan gambar IV.15 adalah hasil simulasi pengaruh variasi ketinggian *packing*, yaitu sebesar 3 cm dan 5 cm, terhadap fraksi distilat yang didapatkan pada saat proses distilasi berjalan kurang lebih 60 menit dengan menggunakan menggunakan *packed sieve tray* yang terdiri dari 16 buah *tray* dengan disusun secara seri dan pada tekanan atmosferik. Hasil simulasi yang didapatkan bahwa *packed sieve tray* dengan ketinggian *packing* sebesar 3 cm menghasilkan kadar distilat sebesar 79% mol etanol dan dengan ketinggian *packing* sebesar 5 cm menghasilkan kadar distilat sebesar 94% mol. Proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* secara simulasi mengalami kenaikan kadar etanol sebanyak 10.11% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 30.86% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm jika dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*.

Pada gambar IV.11 hingga Gambar IV.16 terlihat pengaruh penggunaan *packed sieve tray* dalam proses distilasi terhadap kadar distilat yang didapatkan. Proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* memberikan kadar destilat yang murni jika dibandingkan dengan proses distilasi menggunakan *sieve tray*. Selain itu variasi tinggi *packing* berefek pada besar gelembung yang terbentuk pada proses distilasi yang diilustrasikan pada gambar IV.18 dan pembagian zona dalam *packed sieve tray* digambarkan di gambar IV.17.

Pada gambar IV.17 menunjukkan *Hydraulic model of the dispersion* yang terdapat di *packed sieve tray* dapat dibagi menjadi 2 zona. Zona 1 adalah zona yang terselimuti oleh *packing*. Pada zona ini, gelembung terus menerus dipecah oleh *packing* dan tidak menyatu. Zona 2 adalah zona yang terdapat diatas *packing*. Pada zona ini, buih terdiri dari gelembung kecil dan gelembung besar. (Chen et al, 1992)



Gambar IV.17 *Hydraulic Model of the Dispersion diatas Packed Sieve Tray*



Gambar IV.18 *Hydraulic Model of the Dispersion diatas (a) Sieve Tray, (b) Packed Sieve Tray dengan ketinggian packing sebesar 3 cm dan (c) Packed Sieve Tray dengan ketinggian packing sebesar 5 cm*

Pada gambar IV.18 (a) menggambarkan besar dan jumlah gelembung yang terbentuk pada *sieve tray*. Gelembung yang dihasilkan lebih besar dan lebih sedikit jika dibandingkan dengan penggunaan *packed sieve tray* dengan ketinggian 3 cm yang diilustrasikan pada gambar IV.18 (b) dan *packed sieve tray* dengan ketinggian 5 cm yang diilustrasikan pada gambar IV.18 (c). Semakin tinggi *packing* yang digunakan pada *packed sieve tray* maka diameter gelembung yang terbentuk di setiap *tray* akan semakin kecil dan jumlah gelembung yang terbentuk di setiap *tray* akan semakin banyak sehingga kadar distilat yang di dapatkan akan semakin murni. Hal ini disebabkan karena gelembung secara konsisten dipecah oleh *packing* dan tidak menyatu kembali sehingga semakin tinggi *packing* yang digunakan akan menghasilkan diameter gelembung yang kecil. Hal ini menyebabkan meningkatkan *interfacial area* dan waktu kontak antara *vapor* dan *liquid* yang ada di setiap *tray*.

Sehingga hasil kadar etanol yang didapatkan dapat melewati titik azeotrope pada system etanol-air.

Proses reduksi diameter gelembung di setiap *tray* didukung oleh penelitian sebelumnya yang dilakukan oleh Chen et al. (1992, p. 213) dimana terjadi reduksi diameter gelembung ketika ditambahkan *mesh packing* didalam *sieve tray*. Pada penelitian terdahulu juga terjadi peningkatan *mass transfer* di dalam *tray* yang dipengaruhi oleh penambahan *packing* pada 1 *tray*. Sehingga performa dari *sieve tray* dapat meningkat dengan penambahan *packing* pada 1 *tray* karena terjadi peningkatan *interfacial area* di dalam *tray*.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V

KESIMPULAN

V.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa:

- Penggunaan *packed sieve tray* pada proses distilasi dapat meningkatkan kadar distilat bila dibandingkan dengan menggunakan *sieve tray*. Peningkatan kadar distilat pada *packed sieve tray* disebabkan oleh meningkatnya *mass transfer*, meningkatkan *interfacial area*, dan waktu kontak antara *vapor* dan *liquid* yang ada di dalam *tray*.
- Proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* dengan *steel wool* mengalami kenaikan kadar etanol sebanyak 8.89% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 23.31% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm jika dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*. Sedangkan proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* dengan *rasching ring* mengalami kenaikan kadar etanol sebanyak 5.67% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 23.11% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm jika dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*.
- Proses distilasi menggunakan *packed sieve tray* secara simulasi mengalami kenaikan kadar etanol sebanyak 10.11% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 3 cm dan 30.86% untuk variasi ketinggian *packing* sebesar 5 cm jika dibandingkan dengan proses distilasi dengan menggunakan *sieve tray*.

V.2. Saran

- Melakukan pengukuran gelembung dan jumlah gelembung yang terbentuk pada proses distilasi menggunakan *packed sieve tray*.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR PUSTAKA

- Bonilla, J., Logist, F., Degreve, J., De Moor, B., Van Impe J., 2012, 'A Reduced Order Rate Based Model for Distillation in Packed Columns: Dynamic Simulation and the Differentiation Index Problem', *Chemical Engineering Science*, vol. 68, no. 1, pp. 401-412.
- Chen, G.X., Chuang, K.T., Chien, C., & Ye, Y., 1992, 'Mass Transfer and Hydraulic of Packed Sieve Tray', *Gas Separation and Purification*, vol. 6, no. 4, pp. 207-213.
- Geankoplis, C. J. 2003, *Transport Processes and Separation Process Principles*, 4th edn, Pearson Education, Upper Saddle River, New Jersey.
- Kachur, P. J., Afacan, A., Chuang, K. T., 2004, 'Use of Structured Packing As a Dualflow Tray in Distillation', *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 82, no. 7, pp. 813-820.
- Khrishnamurthy, R., & Taylor, R., 1985, 'A Nonequilibrium Stage Model for Multi-component Separation Processes: Part I Model Description and Method of Solution', *AIChE J*, vol. 31, no. 3, pp. 449-456.
- Kumar, S., Singh, N., Prasad, R. 2010, 'Anhydrous Ethanol : A Renewables Source of Energy', *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, no. 7, pp. 1830-1844.
- Perry, R.H. & Green, D.W. 2008, *Chemical Engineer's Handbook*, 8th edn, Mc. Graw Hill Book Company, New York.
- Pilling, M. & Holden, B.S. 2009, 'Choosing Tray and Packing for Distillation' *Chemical Engineering Progress*, September, pp. 44-50.
- Ramesh, K., Aziz, N., Abd Shukor, S.R., Ramasamy, M., 2007, 'Dynamic Rate-Based and Equilibrium Model Approaches for Continuous Tray Distillation Column', *Journal of Applied Sciences Research*, vol.3, no. 12, pp. 2030-2041.
- Richardson, J.F., Harker, J.H., Backhurst, J.R. 2002, *Coulson And Richardson's Chemical Engineering Particle Technology and Separation Processes Volume 2*, 5th edn, Elsevier, Oxford, UK.
- Seader J. D., Henley E.J., Roper D. K. 2010, *Separation Process Principles*, 3rd edn, John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey.
- Smith, R. 2005, *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey.
- Spagnolo, D.A., & Chuang, K.T., 1984, 'Improving Sieve Tray Performance with Knitted Mesh Packing', *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, vol. 23, no. 3, pp. 561-565.

- Spiegel, L., & Knoche, M. 1999, "Distillation Columns with Structured Packings in the Next Decade", *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 77, no. 7, pp. 609-612.
- Spiegel, L., & Meier, W. 2003, "Influence of Hydraulic Conditions on Separation Efficiency of Optiflow", *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 81, no. 1, pp. 39-47.
- Treybal, R.E. 1981, *Mass Transfer Operation*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Van Ness, H.C., Smith, J.M., & Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th edn, Mc. Graw Hill Book Company, New York.
- Xu, Z. P., Afacan, A., & Chuang, K. T., 1996, 'Prediction of Packed Sieve Tray Efficiency in Distillation', *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 74, no. 8, pp. 893-900.

DAFTAR NOTASI

a	specific interface area (m^{-1})
a^I	net interfacial area, (m^2)
B	Bottom flow (mol/s)
D	Distillate flow (mol/s)
H	Molar enthalpy (kJ/mol)
k	Mass transfer coefficient (m/s)
K	Vapor–liquid distribution ratio
L	Liquid flow (mol/s)
M_t	Total molar holdup (mol)
N	Mass transfer flux (mol/s)
P	Tekanan (Pa)
Q	Panas yang ditambahkan atau dipindahkan (kW)
T	Suhu (K)
V	vapor flow (mol/s)
x	liquid composition (mol/mol)
y	vapor composition (mol/mol)

Subscripts

i	component index
j	stage index
R	reboiler
D	reflux drum
C	condenser

Superscripts

L	liquid related
V	vapor related
I	interface related

APPENDIKS A

Program Primer

```
clear;
clc;
clf;

%Data Operasi
Mfo=1000; %mol massa feed total awal
xf=[0.06 0.94]; %etanol water
rho=[795.98 997.99]; %kg/m3
visco=[0.983 0.7972]; %cP pada suhu 30 C
BM=[46.0684 18]; %kg/kmol
Q1=0.4 ; %kW panas reboiler (Kj/s)
Hp=0.05; %tinggi packing (m)
ae=1188; %m2/m3
Db=0.0011; %Diameter gelembung

%Perhitungan Data Tray
asia=150; %Specific interface area (m2/m3)
Dt=5.87e-2; %Diamater tray (m)
At=(3.14/4)*(Dt)^2; %Luas Tray
v=2; %Liquid Holdup (in)
Ad=At*0.1214*2; %Luas Downcomer (m2)
Ac=At-Ad; %Luas Uap (m2)
hw=0.05; %Tinggi weir (m)
lw=0.045; %Lebar weir (m)
sgv=0.5; %Superfacial gas velocity (m/s)

t=16; %jumlah tray
n=2 ; %jumlah komponen
Tref=25+273.15; %Kelvin

P=100000; %Pa
Rlaw=8.314; %m3.Pa/mol.K

%Start Up
for w=1
    wk(w)=0;
    for z=1:t+2
        x1(w,z)=xf(1);
        x2(w,z)=xf(2);

        x=[x1(w,z) x2(w,z)];
        for z=1:t+1
            VLEcalc_Binary_Wilson;
        end
        %Liquid Temperature
        for z=1:t+1
            Tl(w,z)=Tp(f);
        end
        for z=t+2
            Tl(w,z)=Tp(f);
        end
    end
end
```

```

end

%Vapor Composition
for z=1:t+1
    sigmay=y(1)+y(2);
    y1(w,z)=y(1)/sigmay;
    y2(w,z)=y(2)/sigmay;
end

%Vapor Temperature
for z=1:t+1
    Tv(w,z)=Tl(w,z);
end

%Liquid
for z=1:t+2
    x=[x1(w,z) x2(w,z)];

    %BM Liquid Campuran
    bml_camp;

    %Densitas Campuran Liquid
    jum2=0;
    for i=1:n
        jum2=((x(i)*BM(i))/rho(i))+jum2;
    end
    rho1(w,z)=1/jum2; %Densitas campuran liquid (kg/m3)
    mrhol(w,z)=(rho1(w,z)/BMcamp1(w,z))*1000; %Molar densitas
campuran liquid (mol/m3)
end

%Vapor
for z=1:t+1
    y=[y1(w,z) y2(w,z)];

    %BM Vapor Campuran
    bmv_camp;

    %Densitas Campuran Vapor
    rhov(w,z)=(P*BMcampv(w,z))/(Rlaw*Tv(w,z))/1000;
%Densitas campuran vapor (kg/m3)
    mrhov(w,z)=(rhov(w,z)/BMcampv(w,z))*1000; %Molar densitas
campuran vapor (mol/m3)
end

%Mencari heat capacity uap
%etanol water
for z=1:t+1
    cp_uap;
    cpv(w,z)=y(1)*cpv1(w,z)+y(2)*cpv2(w,z);
    H(w,z)=cpv(w,z); %Kj/mol
end

%Mencari heat capacity liquid
%etanol water
for z=1:t+2

```

```

        cp_liq;
        cpl(w,z)=x(1)*cpl1(w,z)+x(2)*cpl2(w,z);
        h(w,z)=cpl(w,z); %Kj/mol
    end

    %Viskositas liquid
    %etanol water
    for z=1:t+2
        visco_liquid;
    end

    %Difusifitas Gas
    %etanol water
    for z=1:t+1
        diffusion_coefficient_vapor;
    end

    %Difusifitas Liquid
    %etanol water
    for z=1:t+1
        diffusion_coefficient_liquid;
    end

    %Vapor Mass Hold Ups
    for z=1:t+1
        V(w,z)=((Q1*3600)/(H(1,1)-h(1,2)))/3600; %mol/s
    end

    %Liquid Mass Hold Ups
    for z=2:t+2
        L(w,z)=V(w,17); %mol/s
    end

    %Properties Tray
    for z=2:t+1
        %Menghitung average vapour volume fraction
        Ks(w,z)=sgv*((rhov(w,z)/(rhol(w,z)-rhov(w,z)))^0.5); %m/s
        Eav(w,z)=1-exp(-(1.6-(13.78*Hp)*(Ks(w,z)^0.05))); %average
vapour volume fraction
        %Menghitung clear liquid height
        Qc(w,z)=(L(w,z))/lw; %m3/s.m
        C=0.0327+(0.0286*exp(-1.378*hw));
        hl(w,z)=(1-Eav(w,z))*(hw+(C*(Qc(w,z)/(1-
Eav(w,z)))^(2/3)))); %clear liquid height (m)
        %Menghitung froth height
        hf(w,z)=hl(w,z)/(1-Eav(w,z)); %froth height (m)
        %Menghitung net interfacial area
        ai(w,z)=asia*hf(w,z)*Ac; %net interfacial area(m2)
    end

    %Liquid-phase Mass Transfer Coefficient
    for z=2:t+1
        liquid_phase_mass_transfer_coefficient
    end
    %vapor-phase Mass Transfer Coefficient
    for z=2:t+1

```

```

        vapor_phase_mass_transfer_coefficient
    end

    %Liquid Holdup
    hf(w,t+2)=hf(w,t+1);
    for z=2:t+2

v1(w,z)=(((hf(w,z))*At*rhol(w,z))/BMcamp1(w,z))*1000)/mrhol(w,z);
    %m3
    end

    %Liquid Total Molar Hold Up
    for z=2:t+2
        Ml(w,z)=(rhol(w,z)*v1(w,z)/BMcamp1(w,z))*1000; %mol
    end
    jum3=0;
    for z=2:t+2
        jum3=Ml(w,z)+jum3;
    end
    Mt=jum3; %Total molar holdup di tray
    D(w)=0;
    sigmaD(w)=D(w);
    Ml(w,1)=Mfo-Mt-sigmaD; %molar holdup di reboiler (mol)

    %Vapor Total Molar Hold Up
    for z=2:t+1
        Mv(w,z)=Ml(w,z); %mol
    end
end

%Total Reflux Condition
for w=2;
    wk(w)=0.01+wk(w-1);
    deltt=wk(w)-wk(w-1);

    %Interface Condition
    for z=2:t+1
        tray_interface_condition;
    end

    %Liquid Composition Dynamic
    %Reboiler
    for z=1
        reboiler_liquid_composition_dynamic;
    end
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_liquid_composition_dynamic;
    end
    %Condensor
    for z=t+2
        reflux_drum_liquid_composition_dynamic;
    end

    %Liquid Temperature Dynamic
    %Reboiler

```

```

for z=1
    reboiler_liquid_temperature_dynamic;
end
%Tray
for z=2:t+1
    tray_liquid_temperature_dynamic;
end
%Condensor
for z=t+2
    Tl(w,z)=Tl(w-1,z);
end

%Vapor Composition Dynamic
%Reboiler
for z=1
    reboiler_vapor_composition_dynamic
end
%Tray
for z=2:t+1
    tray_vapor_composition_dynamic;
end

%Vapor Temperature Dynamic
%Reboiler
for z=1
    Tv(w,z)=Tl(w,z);
end
%Tray
for z=2:t+1
    tray_vapor_temperature_dynamic;
end

%Liquid
for z=1:t+2
    x=[x1(w,z) x2(w,z)];

    %BM Liquid Campuran
    bml_camp;

    %Densitas Campuran Liquid
    jum2=0;
    for i=1:n
        jum2=((x(i)*BM(i))/jum0)/rho(i))+jum2;
    end
    rho1(w,z)=1/jum2; %Densitas campuran liquid (kg/m3)
    mrhol(w,z)=(rho1(w,z)/BMcamp1(w,z))*1000; %Molar densitas
campuran liquid (mol/m3)
end

%Vapor
for z=1:t+1
    y=[y1(w,z) y2(w,z)];

    %BM Vapor Campuran
    bmv_camp;

```

```

        %Densitas Campuran Vapor
        rhov(w,z)=( (P*BMcampv(w,z)) / (Rlaw*Tv(w,z)) ) /1000;
%Densitas campuran vapor (kg/m3)
        mrhov(w,z)=(rhov(w,z)/BMcampv(w,z))*1000; %Molar densitas
campuran vapor (mol/m3)
    end

    %Mencari heat capacity uap
    %etanol water
    for z=1:t+1
        cp_uap;
        cpv(w,z)=y(1)*cpv1(w,z)+y(2)*cpv2(w,z);
        H(w,z)=cpv(w,z); %Kj/mol
    end

    %Mencari heat capacity liquid
    %etanol water
    for z=1:t+2
        cp_liq;
        cpl(w,z)=x(1)*cpl1(w,z)+x(2)*cpl2(w,z);
        h(w,z)=cpl(w,z); %Kj/mol
    end

    %Viskositas liquid
    %etanol water
    for z=1:t+2
        visco_liquid;
    end

    %Difusifitas Gas
    %etanol water
    for z=1:t+1
        diffusion_coefficient_vapor;
    end

    %Difusifitas Liquid
    %etanol water
    for z=1:t+1
        diffusion_coefficient_liquid;
    end

    %Vapor Total Molar Hold Up Dynamic
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_vapor_molar_hold_up_dynamic;
    end

    %Liquid Total Molar Hold Up Dynamic
    %Reboiler
    for z=1
        reboiler_liquid_molar_hold_up_dynamic;
    end
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_liquid_molar_hold_up_dynamic;
    end
end

```



```

%Reflux Drum
for z=t+2
    reflux_drum_liquid_molar_hold_up_dynamic;
end

%Total Liquid Mass Hold Ups
jml1=0;
for z=1
    dMlh1(w,z)=( (Ml(w,z)*h(w,z)) - (Ml(w-1,z)*h(w-1,z)) );
    jml1=jml1+dMlh1(w,z);
end
sigmadMlh1(w)=jml1;

jml2=0;
for z=2:t+1
    dMlh2(w,z)=( (Ml(w,z)*h(w,z)) - (Ml(w-1,z)*h(w-1,z)) );
    jml2=jml2+dMlh2(w,z);
end
sigmadMlh2(w)=jml2;

sigmadMlh(w)=sigmadMlh1(w)+sigmadMlh2(w);

%Distilat flow
D(w)=0; %mol/s

%Liquid Mass Hold Ups
L(w,t+2)=( ( (Q1*3600)-sigmadMlh(w)) / (H(w,t+1)-h(w,t+2)) ) )/3600;
%mol/s
V(w,z)=L(w,z+1);

for z=t+1:-1:2
    V(w,z-1)=( (V(w,z)*(H(w,z)-h(w,z)))+(L(w,z+1)*(h(w,z)-h(w,z+1)))+(Ml(w,z)*(h(w,z)-h(w-1,z)))/(H(w,z-1)-h(w,z)) );
    L(w,z)=V(w,z-1)+L(w,z+1)-V(w,z)-(Ml(w,z)-Ml(w-1,z));
end

%Properties Tray
for z=2:t+1
    %Menghitung average vapour volume fraction
    Ks(w,z)=sgv*((rhov(w,z)/rhol(w,z)-rhov(w,z))^0.5); %m/s
    Eav(w,z)=1-exp(-(1.6-(13.78*Hp)*(Ks(w,z)^0.05))); %average
vapour volume fraction
    %Menghitung clear liquid height
    Qc(w,z)=(L(w,z))/lw; %m3/s.m
    C=0.0327+(0.0286*exp(-1.378*hw));
    hl(w,z)=(1-Eav(w,z))*(hw+(C*(Qc(w,z)/(1-Eav(w,z))^(2/3)))); %clear liquid height (m)
    %Menghitung froth height
    hf(w,z)=hl(w,z)/(1-Eav(w,z)); %froth height (m)
    %Menghitung net interfacial area
    ai(w,z)=asia*hf(w,z)*Ac; %net interfacial area(m2)
end

%Liquid-phase Mass Transfer Coefficient
for z=2:t+1
    liquid_phase_mass_transfer_coefficient

```

```

end
%vapor-phase Mass Transfer Coefficient
for z=2:t+1
    vapor_phase_mass_transfer_coefficient
end

%Liquid Holdup
hf(w,t+2)=hf(w,t+1);
for z=2:t+2

v1(w,z)=(((hf(w,z))*At*rhol(w,z))/BMcamp1(w,z))*1000)/mrhol(w,z);
% m3
end
end

%Infinite Reflux Condition
for w=3:10000;
    wk(w)=1+wk(w-1);
    deltt=wk(w)-wk(w-1);

    %Interface Condition
    for z=2:t+1
        tray_interface_condition;
    end

    %Liquid Composition Dynamic
    %Reboiler
    for z=1
        reboiler_liquid_composition_dynamic;
    end
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_liquid_composition_dynamic;
    end
    %Condensor
    for z=t+2
        reflux_drum_liquid_composition_dynamic;
    end

    %Liquid Temperature Dynamic
    %Reboiler
    for z=1
        reboiler_liquid_temperature_dynamic;
    end
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_liquid_temperature_dynamic;
    end
    %Condensor
    for z=t+2
        T1(w,z)=T1(w-1,z);
    end

    %Vapor Composition Dynamic
    %Reboiler
    for z=1

```

```

        reboiler_vapor_composition_dynamic
    end
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_vapor_composition_dynamic;
    end

    %Vapor Temperature Dynamic
    %Reboiler
    for z=1
        Tv(w,z)=Tl(w,z);
    end
    %Tray
    for z=2:t+1
        tray_vapor_temperature_dynamic;
    end

    %Liquid
    for z=1:t+2
        x=[x1(w,z) x2(w,z)];

        %BM Liquid Campuran
        bml_camp;

        %Densitas Campuran Liquid
        jum2=0;
        for i=1:n
            jum2=((x(i)*BM(i))/jum0)/rho(i))+jum2;
        end
        rho1(w,z)=1/jum2; %Densitas campuran liquid (kg/m3)
        mrhol(w,z)=(rho1(w,z)/BMcamp1(w,z))*1000; %Molar densitas
campuran liquid (mol/m3)
    end

    %Vapor
    for z=1:t+1
        y=[y1(w,z) y2(w,z)];

        %BM Vapor Campuran
        bmv_camp;

        %Densitas Campuran Vapor
        rhov(w,z)=(P*BMcampv(w,z))/(Rlaw*Tv(w,z))/1000;
%Densitas campuran vapor (kg/m3)
        mrhov(w,z)=(rhov(w,z)/BMcampv(w,z))*1000; %Molar densitas
campuran vapor (mol/m3)
    end

    %Mencari heat capacity uap
    %etanol water
    for z=1:t+1
        cp_uap;
        cpv(w,z)=y(1)*cpv1(w,z)+y(2)*cpv2(w,z);
        H(w,z)=cpv(w,z); %Kj/mol
    end

```

```

%Mencari heat capacity liquid
%etanol water
for z=1:t+2
    cp_liq;
    cp1(w,z)=x(1)*cp11(w,z)+x(2)*cp12(w,z);
    h(w,z)=cp1(w,z); %Kj/mol
end

%Viskositas liquid
%etanol water
for z=1:t+2
    visco_liquid;
end

%Difusifitas Gas
%etanol water
for z=1:t+1
    diffusion_coefficient_vapor;
end

%Difusifitas Liquid
%etanol water
for z=1:t+1
    diffusion_coefficient_liquid;
end

%Vapor Total Molar Hold Up Dynamic
%Tray
for z=2:t+1
    Mv(w,z)=Mv(w-1,z);
end

%Liquid Total Molar Hold Up Dynamic
%Reboiler
for z=1
    reboiler_liquid_molar_hold_up_dynamic;
end
%Tray
for z=2:t+1
    Ml(w,z)=Ml(w-1,z);
end
%Reflux Drum
for z=t+2
    reflux_drum_liquid_molar_hold_up_dynamic;
end

%Total Liquid Mass Hold Ups
jml1=0;
for z=1
    dMlh1(w,z)=(Ml(w,z)*h(w,z))-(Ml(w-1,z)*h(w-1,z));
    jml1=jml1+dMlh1(w,z);
end
sigmadMlh1(w)=jml1;

jml2=0;
for z=2:t+1

```

```

        dMlh2(w,z)=( (Ml(w,z)*h(w,z)) - (Ml(w-1,z)*h(w-1,z)) );
        jml2=jml2+dMlh2(w,z);
    end
    sigmadMlh2(w)=jml2;

    sigmadMlh(w)=sigmadMlh1(w)+sigmadMlh2(w);

    %Distilat flow
    Reflux=3.5;
    D(w)=(((Q1*3600)-sigmadMlh(w))/((Reflux+1)*H(w,t+1))-(
    Reflux*h(w,t+2)))/3600; %mol/s

    %Liquid Mass Hold Ups
    L(w,t+2)=Reflux*D(w); %mol/s
    V(w,z)=(Reflux+1)*D(w);

    for z=t+1:-1:2
        V(w,z-1)=((V(w,z)*(H(w,z)-h(w,z)))+(L(w,z+1)*(h(w,z)-
        h(w,z+1)))+(Ml(w,z)*(h(w,z)-h(w-1,z)))/(H(w,z-1)-h(w,z)));
        L(w,z)=V(w,z-1)+L(w,z+1)-V(w,z)-(Ml(w,z)-Ml(w-1,z));
    end

    %Properties Tray
    for z=2:t+1
        %Menghitung average vapour volume fraction
        Ks(w,z)=sgv*((rhov(w,z)/(rho1(w,z)-rhov(w,z)))^0.5); %m/s
        Eav(w,z)=1-exp(-(1.6-(13.78*Hp)*(Ks(w,z)^0.05))); %average
        vapour volume fraction
        %Menghitung clear liquid height
        Qc(w,z)=(L(w,z))/lw; %m3/s.m
        C=0.0327+(0.0286*exp(-1.378*hw));
        hl(w,z)=(1-Eav(w,z))*(hw+(C*((Qc(w,z)/(1-
        Eav(w,z))^(2/3))))); %clear liquid height (m)
        %Menghitung froth height
        hf(w,z)=hl(w,z)/(1-Eav(w,z)); %froth height (m)
        %Menghitung net interfacial area
        ai(w,z)=asia*hf(w,z)*Ac; %net interfacial area(m2)
    end

    %Liquid-phase Mass Transfer Coefficient
    for z=2:t+1
        liquid_phase_mass_transfer_coefficient
    end
    %vapor-phase Mass Transfer Coefficient
    for z=2:t+1
        vapor_phase_mass_transfer_coefficient
    end

    %Liquid Holdup
    hf(w,t+2)=hf(w,t+1);
    for z=2:t+2

    vl(w,z)=(((hf(w,z))*At*rho1(w,z))/BMcamp1(w,z))*1000)/mrho1(w,z);
    %m3
    end
end

```

Program Tray Interface

```
%Keadaan Interface
%Data operasi
Tref=25+273.15; %Kelvin
n=2;
kv=KG(w-1,z); %m/s
kl=KL(w-1,z); %m/s
x1i0(w,z)=x1(w-1,z);
x2i0(w,z)=x2(w-1,z);
y1i0(w,z)=y1(w-1,z);
y2i0(w,z)=y2(w-1,z);
ai0(w,z)=ai(w-1,z);
Tv0(w,z)=Tv(w-1,z);
Tl0(w,z)=Tl(w-1,z);

tol=0.1;

R=1.987; %cal/gmol.K

%Data Parameter Wilson
lamda=[382.30 955.45]; %cal/gmol

%etanol water
%Parameter Antoine untuk P dalam Bar dan T dalam Kelvin
A=[5.24677 5.0678];
B=[1598.673 1659.793];
C=[-46.424 -45.854];

%Trail keadaan interface
N1l(w,z)=0.01; %mass transfer flux (mol/s)
N2l(w,z)=0.09; %mass transfer flux (mol/s)
y1il(w,z)=0.5; %Fraksi vapor ethanol di interface
y2il(w,z)=0.5;
x1il(w,z)=0.5; %Fraksi liquid ethanol di interface
x2il(w,z)=0.5;
Til(w,z)=360; %Suhu interface (kelvin)

e=1;
ite=0;

while e>=tol
    xi=[x1il(w,z) x2il(w,z)];
    yi=[y1il(w,z) y2il(w,z)];
    x=[x1i0(w,z) x2i0(w,z)];
    y=[y1i0(w,z) y2i0(w,z)];

    %Psat di interface
    for i=1:n
        Psati(i)=(10^(A(i)-B(i)/(Til(w,z)+C(i))))*100000; %Pa
    end

    %Menghitung activity coefficient di interface
    %Menghitung Lamda
    Lamdai12(w,z)=(BM(2)/BM(1))*exp(-lamda(1)/(R*Til(w,z)));
    %Ethanol
```

```

Lamdai21(w,z)=(BM(1)/BM(2))*exp(-lamda(2)/(R*Til(w,z)));
%Water

%Menghitung gamma
lngammai(1)=-
log((xi(1))+(xi(2)*Lamdai12(w,z)))+(xi(2)*((Lamdai12(w,z)/((xi(1))
+(xi(2)*Lamdai12(w,z))))-
(Lamdai21(w,z)/((xi(1)*Lamdai21(w,z))+(xi(2))))));
lngammai(2)=-
log((xi(2))+(xi(1)*Lamdai21(w,z)))+(xi(1)*((Lamdai12(w,z)/((xi(1))
+(xi(2)*Lamdai12(w,z))))-
(Lamdai21(w,z)/((xi(1)*Lamdai21(w,z))+(xi(2))))));

%Menghitung Ki value
for i=1:n
    gammai(i)=exp(lngammai(i));
    Ki(i)=gammai(i)*Psati(i)/P;
end

%Formula calculation
N12(w,z)=((ai0(w,z)*mrhol(w-1,z)*kl*(xli1(w,z)-
xli0(w,z)))+(xli0(w,z)*(N11(w,z)+N21(w,z)))); %Formula mencari N1
baru
N22(w,z)=((ai0(w,z)*mrhov(w-1,z)*kv*(y2i0(w,z)-
y2i1(w,z)))+(y2i0(w,z)*(N11(w,z)+N21(w,z)))); %Formula mencari N2
baru
xli2(w,z)=yli1(w,z)/Ki(1); %Formula mencari x1 baru
x2i2(w,z)=1-xli2(w,z); %Formula mencari x2 baru
y2i2(w,z)=Ki(2)*x2i1(w,z); %Formula mencari y2 baru
yli2(w,z)=1-y2i2(w,z); %Formula mencari y1 baru
Ti2(w,z)=((h(w-1,z)*ai0(w,z)*Tl0(w,z))+(H(w-
1,z)*ai0(w,z)*Tv0(w,z))-(N11(w,z)*cpv1(w-1,z)+N21(w,z)*cpv2(w-
1,z)))+(N11(w,z)*cpl1(w-1,z)+N21(w,z)*cpl2(w-1,z))/(ai0(w,z)*(H(w-
1,z)+h(w-1,z))); %formula mencari T interface dengan asumsi
perubahan enthalpy terhadap fraksi tidak ada

%Normalisasi Fraksi Cair
sigmaxli=xli2(w,z)+x2i2(w,z);
xli2(w,z)=xli2(w,z)/sigmaxli;
x2i2(w,z)=x2i2(w,z)/sigmaxli;

%Normalisasi Fraksi Vapor
sigmayli=yli2(w,z)+y2i2(w,z);
yli2(w,z)=yli2(w,z)/sigmayli;
y2i2(w,z)=y2i2(w,z)/sigmayli;

%Mencari error
e1=abs((N12(w,z)-N11(w,z))/N11(w,z));
e2=abs((N22(w,z)-N21(w,z))/N21(w,z));
e3=abs((yli2(w,z)-yli1(w,z))/yli1(w,z));
e4=abs((y2i2(w,z)-y2i1(w,z))/y2i1(w,z));
e5=abs((xli2(w,z)-xli1(w,z))/xli1(w,z));
e6=abs((x2i2(w,z)-x2i1(w,z))/x2i1(w,z));
e7=abs((Ti2(w,z)-Ti1(w,z))/Ti1(w,z));

e=(e1+e2+e3+e4+e5+e6+e7)/6;

```

```

    %Mencari Nilai Baru
    N11(w,z)=N12(w,z); %mass transfer flux (mol/s)
    N21(w,z)=N22(w,z); %mass transfer flux (mol/s)
    y1i1(w,z)=y1i2(w,z); %Fraksi vapor ethanol di interface
    y2i1(w,z)=y2i2(w,z);
    x1i1(w,z)=x1i2(w,z); %Fraksi liquid ethanol di interface
    x2i1(w,z)=x2i2(w,z);
    Ti1(w,z)=Ti2(w,z); %Suhu interface (kelvin)
end

%Nilai Baru
N1(w,z)=N11(w,z); %mass transfer flux (mol/s)
N2(w,z)=N21(w,z); %mass transfer flux (mol/s)
y1i(w,z)=y1i1(w,z); %Fraksi vapor ethanol di interface
y2i(w,z)=y2i1(w,z);
x1i(w,z)=x1i1(w,z); %Fraksi liquid ethanol di interface
x2i(w,z)=x2i1(w,z);
Ti(w,z)=Ti1(w,z); %Suhu interface (kelvin)

```

Program Liquid Composition di Tray

```

%Liquid Ethanol composition dynamics
%dx1/dt
%k0
dx1dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dx1dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x1(w-1,z+1)-(x1(w-
1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))+N1(w,z)-((N1(w,z)+N2(w,z))*(x1(w-
1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end
%k4
for gh=5
    dx1dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x1(w-1,z+1)-(x1(w-
1,z)+dx1dt(gh-1,z))))+N1(w,z)-((N1(w,z)+N2(w,z))*(x1(w-
1,z)+dx1dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end

x1(w,z)=x1(w-
1,z)+(dx1dt(2,z)+2*dx1dt(3,z)+2*dx1dt(4,z)+dx1dt(5,z))/6;

%Liquid Water Composition dynamics
%dx2/dt
%k0
dx2dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dx2dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x2(w-1,z+1)-(x2(w-
1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))+N2(w,z)-((N1(w,z)+N2(w,z))*(x2(w-
1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end
%k4
for gh=5

```



```

dx2dt (gh, z)=delt* ( ( (L (w-1, z+1) * (x2 (w-1, z+1) - (x2 (w-
1, z)+dx1dt (gh-1, z) ) ) ) +N2 (w, z) - ( (N1 (w, z) +N2 (w, z) ) * (x2 (w-
1, z)+dx1dt (gh-1, z) ) ) ) /M1 (w-1, z) ) ;
end

x2 (w, z)=x2 (w-
1, z) + (dx2dt (2, z) +2*dx2dt (3, z) +2*dx2dt (4, z) +dx2dt (5, z) ) /6;

if x1 (w, z)<0
    x1 (w, z)=x1 (w-1, z) ;
else
    x1 (w, z)=x1 (w, z) ;
end
if x2 (w, z)<0
    x2 (w, z)=x2 (w-1, z) ;
else
    x2 (w, z)=x2 (w, z) ;
end

%Normalisasi Fraksi Cair
sigmax=x1 (w, z)+x2 (w, z) ;
x1 (w, z)=x1 (w, z) /sigmax;
x2 (w, z)=x2 (w, z) /sigmax;

```

Program Liquid Molar Hold Up di Tray

```

%Liquid Total Molar Hold Up
%dM1/dt
%k0
dM1dt (1, z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dM1dt (gh, z)=delt* (L (w-1, z+1) - (L (w-1, z) +0.5*dM1dt (gh-
1, z) ) +N1 (w, z) +N2 (w, z) ) ;
end
%k4
for gh=5
    dM1dt (gh, z)=delt* (L (w-1, z+1) - (L (w-1, z) +dM1dt (gh-
1, z) ) +N1 (w, z) +N2 (w, z) ) ;
end

M1 (w, z)=M1 (w-
1, z) + ( (dM1dt (2, z) +2*dM1dt (3, z) +2*dM1dt (4, z) +dM1dt (5, z) ) /6) ;

```

Program Liquid Temperature di Tray

```

%Liquid Temperature dynamic
%dT1/dt

Cp1A=[33.866 8.712];
Cp1B=[-172.6/(10^3) 1.25/(10^3)];
Cp1C=[349.17/(10^6) -0.18/(10^6)];

Rcp1=8.314/1000; %kJ/mol K

```

```

%k0
dTldt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    %Heat Capacity Liquid
    Ttx1(gh,z)=(Tl(w-1,z)+0.5*dTldt(gh-1,z))-Tref;

    cpl1t(gh,z)=(Rcpl*((CplA(1))+(CplB(1)*(Ttx1(gh,z)))+(CplC(1)*(Ttx1(gh,z)^2))))); %ethanol

    cpl2t(gh,z)=(Rcpl*((CplA(2))+(CplB(2)*(Ttx1(gh,z)))+(CplC(2)*(Ttx1(gh,z)^2))))); %water
    cplt(gh,z)=x1(w,z)*cpl1t(gh,z)+x2(w,z)*cpl2t(gh,z);
    ht(gh,z)=cplt(gh,z); %Kj/mol

    %Liquid Energy Fluxes
    el(gh,z)=(ht(gh,z)*ai(w-1,z)*(Ti(w,z)-(Tl(w-1,z)+0.5*dTldt(gh-1,z))))+(N1(w,z)*cpl1t(gh,z))+(N2(w,z)*cpl2t(gh,z));

    dTldt(gh,z)=delt*(((L(w-1,z+1)*(h(w-1,z+1)-ht(gh,z)))+el(gh,z)))/(Ml(w-1,z)*cplt(gh,z))+(((N1(w,z)+N2(w,z))*(-1*ht(gh,z)))/(Ml(w-1,z)*cplt(gh,z))));
end
%k4
for gh=5
    %Heat Capacity Liquid
    Ttx1(gh,z)=(Tl(w-1,z)+dTldt(gh-1,z))-Tref;

    cpl1t(gh,z)=(Rcpl*((CplA(1))+(CplB(1)*(Ttx1(gh,z)))+(CplC(1)*(Ttx1(gh,z)^2))))); %ethanol

    cpl2t(gh,z)=(Rcpl*((CplA(2))+(CplB(2)*(Ttx1(gh,z)))+(CplC(2)*(Ttx1(gh,z)^2))))); %water
    cplt(gh,z)=x1(w,z)*cpl1t(gh,z)+x2(w,z)*cpl2t(gh,z);
    ht(gh,z)=cplt(gh,z); %Kj/mol

    %Liquid Energy Fluxes
    el(gh,z)=(ht(gh,z)*ai(w-1,z)*(Ti(w,z)-(Tl(w-1,z)+dTldt(gh-1,z))))+(N1(w,z)*cpl1t(gh,z))+(N2(w,z)*cpl2t(gh,z));

    dTldt(gh,z)=delt*(((L(w-1,z+1)*(h(w-1,z+1)-ht(gh,z)))+el(gh,z)))/(Ml(w-1,z)*cplt(gh,z))+(((N1(w,z)+N2(w,z))*(-1*ht(gh,z)))/(Ml(w-1,z)*cplt(gh,z))));
end

Tl(w,z)=Tl(w-1,z)+(dTldt(2,z)+2*dTldt(3,z)+2*dTldt(4,z)+dTldt(5,z))/6;

```

Program Vapour Composition di Tray

```

%Vapor Ethanol composition dynamics
%dy1/dt

```

```

%k0
dy1dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dy1dt(gh,z)=delt*(( (V(w-1,z-1)*(y1(w-1,z-1)-(y1(w-
1,z)+0.5*dy1dt(gh-1,z)))))-N1(w,z)+((N1(w,z)+N2(w,z))*(y1(w-
1,z)+0.5*dy1dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end
%k4
for gh=5
    dy1dt(gh,z)=delt*(( (V(w-1,z-1)*(y1(w-1,z-1)-(y1(w-
1,z)+dy1dt(gh-1,z)))))-N1(w,z)+((N1(w,z)+N2(w,z))*(y1(w-
1,z)+dy1dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end

y1(w,z)=y1(w-
1,z)+(dy1dt(2,z)+2*dy1dt(3,z)+2*dy1dt(4,z)+dy1dt(5,z))/6;

%Vapor Water composition dynamics
%dy2/dt
%k0
dy2dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dy2dt(gh,z)=delt*(( (V(w-1,z-1)*(y2(w-1,z-1)-(y2(w-
1,z)+0.5*dy2dt(gh-1,z)))))-N2(w,z)+((N1(w,z)+N2(w,z))*(y2(w-
1,z)+0.5*dy2dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end
%k4
for gh=5
    dy2dt(gh,z)=delt*(( (V(w-1,z-1)*(y2(w-1,z-1)-(y2(w-
1,z)+dy2dt(gh-1,z)))))-N2(w,z)+((N1(w,z)+N2(w,z))*(y2(w-
1,z)+dy2dt(gh-1,z))))/M1(w-1,z));
end

y2(w,z)=y2(w-
1,z)+(dy2dt(2,z)+2*dy2dt(3,z)+2*dy2dt(4,z)+dy2dt(5,z))/6;

%Normalisasi Fraksi Vapor
sigmay=y1(w,z)+y2(w,z);
y1(w,z)=y1(w,z)/sigmay;
y2(w,z)=y2(w,z)/sigmay;

```

Program Vapour Molar Hold Up di Tray

```

%Vapor Total Molar Hold Up
%dMv/dt
%k0
dMvdt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dMvdt(gh,z)=V(w-1,z-1)-(V(w-1,z)+0.5*dMvdt(gh-1,z))-
(N1(w,z)+N2(w,z));
end
%k4
for gh=5

```

```

    dMvdt (gh, z)=V (w-1, z-1) - (V (w-1, z)+dMvdt (gh-1, z)) -
    (N1 (w, z)+N2 (w, z)) ;
end

Mv (w, z)=Mv (w-
1, z)+((dMvdt (2, z)+2*dMvdt (3, z)+2*dMvdt (4, z)+dMvdt (5, z))/6);

```

Program Vapour Temperature di Tray

```

%Vapor Temperature dynamic
%dTv/dt

CpvA=[3.518 3.470];%kJ/kg
CpvB=[20.001/(10^3) 1.45/(10^3)];
CpvC=[-6.002/(10^6) 0];
CpvD=[0 0.121/(10^-5)];

Rcpv=8.314/1000; %kJ/mol K

hv=[42.9 0.12538]; %kJ/mol

%k0
dTvdt (1, z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    %Heat Capacity Uap
    Ttxv (gh, z)=(Tv (w-1, z)+0.5*dTvdt (gh-1, z))-Tref;

    cpv1t (gh, z)=(Rcpv*((CpvA (1))+(CpvB (1)*Ttxv (gh, z)))+(CpvC (1)*(Ttxv (g
h, z)^2)))+(CpvD (1)*(Ttxv (gh, z)^-2)))+hv (1); %ethanol

    cpv2t (gh, z)=(Rcpv*((CpvA (2))+(CpvB (2)*Ttxv (gh, z)))+(CpvC (2)*(Ttxv (g
h, z)^2)))+(CpvD (2)*(Ttxv (gh, z)^-2)))+hv (2); %water
    cpvt (gh, z)=y1 (w, z)*cpv1t (gh, z)+y2 (w, z)*cpv2t (gh, z);
    Ht (gh, z)=cpvt (gh, z); %Kj/mol

    %Vapor Energy Fluxes
    ev (gh, z)=(Ht (gh, z)*ai (w-1, z)*((Tv (w-1, z)+0.5*dTvdt (gh-1, z))-
Ti (w, z)))+(N1 (w, z)*cpv1t (gh, z)+N2 (w, z)*cpv2t (gh, z));

    dTvdt (gh, z)=delt*((((V (w-1, z-1)*(H (w-1, z-1)-Ht (gh, z)))-
ev (gh, z))/(Mv (w-
1, z)*cpvt (gh, z)))+(((N1 (w, z)+N2 (w, z))*Ht (gh, z))/(Mv (w-
1, z)*cpvt (gh, z))));
end
%k4
for gh=5
    %Heat Capacity Uap
    Ttxv (gh, z)=(Tv (w-1, z)+dTvdt (gh-1, z));

    cpv1t (gh, z)=(Rcpv*((CpvA (1))+(CpvB (1)*Ttxv (gh, z)))+(CpvC (1)*(Ttxv (g
h, z)^2)))+(CpvD (1)*(Ttxv (gh, z)^-2)))+hv (1); %ethanol

```

```

cpv2t(gh,z)=(Rcpv*((CpvA(2))+(CpvB(2)*Ttxv(gh,z))+(CpvC(2)*(Ttxv(gh,z)^2))+(CpvD(2)*(Ttxv(gh,z)^-2))))+hv(2); %water
cpvt(gh,z)=y1(w,z)*cpv1t(gh,z)+y2(w,z)*cpv2t(gh,z);
Ht(gh,z)=cpvt(gh,z); %Kj/mol

%Vapor Energy Fluxes
ev(gh,z)=(Ht(gh,z)*ai(w-1,z)*((Tv(w-1,z)+dTvdt(gh-1,z))-Ti(w,z)))+(N1(w,z)*cpv1t(gh,z)+N2(w,z)*cpv2t(gh,z));

dTvdt(gh,z)=delt*(((V(w-1,z-1)*(H(w-1,z-1)-Ht(gh,z)))-ev(gh,z))/(Mv(w-1,z)*cpvt(gh,z)))+(((N1(w,z)+N2(w,z))*Ht(gh,z))/(Mv(w-1,z)*cpvt(gh,z))));
end

Tv(w,z)=Tv(w-1,z)+(dTvdt(2,z)+2*dTvdt(3,z)+2*dTvdt(4,z)+dTvdt(5,z))/6);

```

Program Vapour Composition di Reboiler

```

%Data Parameter Wilson
lamda=[382.30 955.45]; %cal/gmol

R=1.987; %cal/gmol.K

n=2; %jumlah species

%Menghitung Psat
for i=1:n
    Psatreboiler(i)=(10^(A(i)-B(i)/(Tl(w,z)+C(i))))*100000; %Pa
end

%Menghitung activity coefficient
%Menghitung Lamda
Lamdareboiler12=(BM(2)/BM(1))*exp(-lamda(1)/(R*Tl(w,z))); %Ethanol
Lamdareboiler21=(BM(1)/BM(2))*exp(-lamda(2)/(R*Tl(w,z))); %Water

%Menghitung gamma
lngammareboiler(1)=-
log((x1(w,z))+(x2(w,z)*Lamdareboiler12))+(x2(w,z)*((Lamdareboiler12/((x1(w,z))+(x2(w,z)*Lamdareboiler12)))-
(Lamdareboiler21/((x1(w,z)*Lamdareboiler21)+(x2(w,z))))));
lngammareboiler(2)=-
log((x2(w,z))+(x1(w,z)*Lamdareboiler21))+(x1(w,z)*((Lamdareboiler12/((x1(w,z))+(x2(w,z)*Lamdareboiler12)))-
(Lamdareboiler21/((x1(w,z)*Lamdareboiler21)+(x2(w,z))))));
for i=1:n
    gammareboiler(i)=exp(lngammareboiler(i));
end

%CALCULATE y(i)
y1(w,z)=x1(w,z)*gammareboiler(1)*Psatreboiler(1)/(P);
y2(w,z)=x2(w,z)*gammareboiler(2)*Psatreboiler(2)/(P);

```

```

sigmay=y1(w,z)+y2(w,z);
y1(w,z)=y1(w,z)/sigmay;
y2(w,z)=y2(w,z)/sigmay;

```

Program Liquid Composition di Reboiler

```

%Liquid Ethanol composition dynamics
%dx1/dt
%k0
dx1dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dx1dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x1(w-1,z+1)-(x1(w-1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))-(V(w-1,z)*(y1(w-1,z)-(x1(w-1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z)))))/Ml(w-1,z);
end
%k4
for gh=5
    dx1dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x1(w-1,z+1)-(x1(w-1,z)+dx1dt(gh-1,z))))-(V(w-1,z)*(y1(w-1,z)-(x1(w-1,z)+dx1dt(gh-1,z)))))/Ml(w-1,z);
end
x1(w,z)=x1(w-1,z)+((dx1dt(2,z)+2*dx1dt(3,z)+2*dx1dt(4,z)+dx1dt(5,z))/6);

%Liquid Water Composition dynamics
%dx2/dt
%k0
dx2dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dx2dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x2(w-1,z+1)-(x2(w-1,z)+0.5*dx2dt(gh-1,z))))-(V(w-1,z)*(y2(w-1,z)-(x2(w-1,z)+0.5*dx2dt(gh-1,z)))))/Ml(w-1,z);
end
%k4
for gh=5
    dx2dt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(x2(w-1,z+1)-(x2(w-1,z)+dx2dt(gh-1,z))))-(V(w-1,z)*(y2(w-1,z)-(x2(w-1,z)+dx2dt(gh-1,z)))))/Ml(w-1,z);
end
x2(w,z)=x2(w-1,z)+(dx2dt(2,z)+2*dx2dt(3,z)+2*dx2dt(4,z)+dx2dt(5,z))/6;

if x1(w,z)<0
    x1(w,z)=x1(w-1,z);
else
    x1(w,z)=x1(w,z);
end
if x2(w,z)<0
    x2(w,z)=x2(w-1,z);
else
    x2(w,z)=x2(w,z);
end

%Normalisasi Fraksi Cair

```

```

sigma_max=x1(w,z)+x2(w,z);
x1(w,z)=x1(w,z)/sigma_max;
x2(w,z)=x2(w,z)/sigma_max;

```

Program Liquid Molar Hold Up di Reboiler

```

%Liquid Total Molar Hold Up
%dM1/dt
jumM1=0;
for z=2:t+2
    jumM1=M1(w-1,z)+jumM1;
end
M1(w)=jumM1;
sigmaD(w)=sigmaD(w-1)+D(w-1)*(wk(w)-wk(w-1));
M1(w,1)=Mfo-M1(w)-sigmaD(w);

```

Program Liquid Temperature di Reboiler

```

%Liquid Temperature Dynamic
%dT1/dt

%k0
dTldt(1,z)=0;
%k1-k3
%Mencari Heat Capacity
for gh=2:4
    %Heat Capacity Liquid
    dTx1(gh,z)=(T1(w-1,z)+0.5*dTldt(gh-1,z))-Tref;

    cplA=[33.866 8.712];
    cplB=[-172.6/(10^3) 1.25/(10^3)];
    cplC=[349.17/(10^6) -0.18/(10^6)];

    Rcp1=8.314/1000; %kJ/mol K

    dcp11r(gh,z)=(Rcp1*((cplA(1))+(cplB(1)*(dTx1(gh,z)))+(cplC(1)*(dTx1(gh,z)^2))))); %ethanol

    dcp12r(gh,z)=(Rcp1*((cplA(2))+(cplB(2)*(dTx1(gh,z)))+(cplC(2)*(dTx1(gh,z)^2))))); %water
    dcp1r(gh,z)=x1(w,z)*dcp11r(gh,z)+x2(w,z)*dcp12r(gh,z);
    dhr(w,z)=dcp1r(gh,z); %Kj/mol

    dTldt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(h(w-1,z+1)-dhr(w,z)))/(M1(w-1,z)*dhr(w,z)))+((V(w-1,z)*(dhr(w,z)-H(w-1,z))+Q1)/(M1(w-1,z)*dhr(w,z))));
end
%k4
%Mencari Heat Capacity
for gh=5
    %Heat Capacity Liquid
    dTx1(gh,z)=(T1(w-1,z)+dTldt(gh-1,z))-Tref;

    cplA=[33.866 8.712];

```

```

cplB=[-172.6/(10^3) 1.25/(10^3)];
cplC=[349.17/(10^6) -0.18/(10^6)];

Rcpl=8.314/1000; %kJ/mol K

dcpl1r(gh,z)=(Rcpl*((cplA(1))+(cplB(1)*(dTxl(gh,z)))+(cplC(1)*(dTxl(gh,z)^2))))); %ethanol

dcpl2r(gh,z)=(Rcpl*((cplA(2))+(cplB(2)*(dTxl(gh,z)))+(cplC(2)*(dTxl(gh,z)^2))))); %water
dcplr(gh,z)=x1(w,z)*dcpl1r(gh,z)+x2(w,z)*dcpl2r(gh,z);
dhr(w,z)=dcplr(gh,z); %Kj/mol

dTldt(gh,z)=delt*((L(w-1,z+1)*(h(w-1,z+1)-dhr(w,z)))/(Ml(w-1,z)*dhr(w,z)))+((V(w-1,z)*(dhr(w,z)-H(w-1,z))+Q1)/(Ml(w-1,z)*dhr(w,z))));
end

Tl(w,z)=(Tl(w-1,z)+(dTldt(2,z)+2*dTldt(3,z)+2*dTldt(4,z)+dTldt(5,z))/6);

```

Program Liquid Composition di Reflux Drum

```

%Liquid Ethanol composition dynamics
%dx1/dt
%k0
dx1dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dx1dt(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y1(w-1,t+1)-(x1(w-1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))/Ml(w-1,z);
end
%k4
for gh=5
    dx1dt(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y1(w-1,t+1)-(x1(w-1,z)+dx1dt(gh-1,z))))/Ml(w-1,z);
end

x1(w,z)=x1(w-1,z)+((dx1dt(2,z)+2*dx1dt(3,z)+2*dx1dt(4,z)+dx1dt(5,z))/6);

%Liquid Water composition dynamics
%dx2/dt
%k0
dx2dt(1,z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dx2dt(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y2(w-1,t+1)-(x2(w-1,z)+0.5*dx1dt(gh-1,z))))/Ml(w-1,z);
end
%k4
for gh=5
    dx2dt(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y2(w-1,t+1)-(x2(w-1,z)+dx1dt(gh-1,z))))/Ml(w-1,z);
end

```



```

x2 (w, z)=x2 (w-
1, z) + ( (dx2dt (2, z) +2*dx2dt (3, z) +2*dx2dt (4, z) +dx2dt (5, z) ) /6) ;

if x1 (w, z)<0
    x1 (w, z)=x1 (w-1, z) ;
else
    x1 (w, z)=x1 (w, z) ;
end
if x2 (w, z)<0
    x2 (w, z)=x2 (w-1, z) ;
else
    x2 (w, z)=x2 (w, z) ;
end

%Normalisasi Fraksi Cair
sigmax=x1 (w, z) +x2 (w, z) ;
x1 (w, z)=x1 (w, z) /sigmax;
x2 (w, z)=x2 (w, z) /sigmax;

```

Program Liquid Molar Hold Up di Reflux Drum

```

%Liquid Total Molar Hold Up

%k0
dMldt (1, z)=0;
%k1-k3
for gh=2:4
    dMldt (gh, z)=delt* ( (V (w-1, z-1) +0.5*dMldt (gh-1, z) ) -L (w-1, z) -D (w-
1) ) ) ;
end
%k4
for gh=5
    dMldt (gh, z)=delt* ( (V (w-1, z-1) +dMldt (gh-1, z) ) -L (w-1, z) -D (w-1) ) ) ;
end

Ml (w, z)=Ml (w-
1, z) + ( (dMldt (2, z) +2*dMldt (3, z) +2*dMldt (4, z) +dMldt (5, z) ) /6) ;

```

Program VLE Calculation (Wilson)

```

%etanol water
%Parameter Antoine untuk P dalam Bar dan T dalam Kelvin
A=[5.24677 5.0678];
B=[1598.673 1659.793];
C=[-46.424 -45.854];
Bx=[0 0
    0 0];
error=0.00001;
R=1.987; %cal/gmol.K

pi=[1 1]; %trial koef phi

%Data Parameter Wilson
lamda=[382.30 955.45]; %cal/gmol

```

```

n=2; %jumlah species

%HITUNG Ti sat and T awal
Tp(1)=0;
for i=1:n
    Tsat(i)=(B(i)/(A(i)-log10(P/100000)))-C(i); %kelvin
    Tp(1)=Tp(1)+x(i)*Tsat(i);
end
%Menghitung Psat
for i=1:n
    Psat(i)=(10^(A(i)-B(i)/(Tp(1)+C(i))))*100000; %Pa
end

%Menghitung activity coefficient
%Menghitung Lamda
Lamda12= (BM(2)/BM(1))*exp(-lamda(1)/(R*Tp(1))); %Ethanol
Lamda21= (BM(1)/BM(2))*exp(-lamda(2)/(R*Tp(1))); %Water

%Menghitung gamma
lngamma(1)=-
log((x(1,1))+x(1,2)*Lamda12))+x(1,2)*((Lamda12/((x(1,1))+x(1,2)
*Lamda12)))-(Lamda21/((x(1,1)*Lamda21)+x(1,2))));
lngamma(2)=-
log((x(1,2))+x(1,1)*Lamda21))+x(1,1)*((Lamda12/((x(1,1))+x(1,2)
*Lamda12)))-(Lamda21/((x(1,1)*Lamda21)+x(1,2))));
for i=1:n
    gamma(i)=exp(lngamma(i));
end

%Mencari T baru
jum=0;
for i=1:n
    jum=(x(i)*gamma(i)/pi(i))*(Psat(i)/Psat(1))+jum;
end
Pjsat=(P/jum)/100000;
Tp(2)=B(1)/(A(1)-log10(Pjsat))-C(1); %mencari nilai T dari Antoine

%CALCULATE y(i)
for i=1:n
    y(i)=x(i)*gamma(i)*Psat(i)/(pi(i)*P);
end

%CALCULATE delta T
dT=abs(Tp(2)-Tp(1));
f=2;

while dT > error
    %Menghitung Psat
    for i=1:n
        Psat(i)=(10^(A(i)-B(i)/(Tp(f)+C(i))))*100000; %Pa
    end

    %HITUNG y(i) baru
    for i=1:n
        y(i)=x(i)*gamma(i)*Psat(i)/(pi(i)*P);
    end
end

```

```

end
if f==2
    for j=1:n
        for i=1:n
            d(j,i)=2*Bx(j,i)-Bx(j,j)-Bx(i,i); %nilai
delta(i,j) sama dengan delta(j,K)
        end
    end
end

for i=1:n
    sigma=0;
    for j=1:n
        for K=1:n
            sigma=y(j)*y(K)*(2*d(j,i)-d(j,K))+sigma;
        end
    end
    pi(i)=exp((Bx(i,i)*(P-Psat(i))+0.5*P*sigma)/(R*Tp(f)));
%men cari nilai pi(i) pers 14.6
end

%Menghitung activity coefficient
%Menghitung Lamda
Lamda12= (BM(2)/BM(1))*exp(-lamda(1)/(R*Tp(f))); %Ethanol
Lamda21= (BM(1)/BM(2))*exp(-lamda(2)/(R*Tp(f))); %Water

%Menghitung gamma
lngamma(1)=-
log((x(1,1))+(x(1,2)*Lamda12))+(x(1,2)*((Lamda12/((x(1,1))+(x(1,2)
*Lamda12)))-(Lamda21/((x(1,1)*Lamda21)+(x(1,2))))));
lngamma(2)=-
log((x(1,2))+(x(1,1)*Lamda21))+(x(1,1)*((Lamda12/((x(1,1))+(x(1,2)
*Lamda12)))-(Lamda21/((x(1,1)*Lamda21)+(x(1,2))))));
for i=1:n
    gamma(i)=exp(lngamma(i));
end

%Mencari T baru
jum1=0;
for i=1:n
    jum1=(x(i)*gamma(i)/pi(i))*(Psat(i)/Psat(1))+jum1;
end
Pjsat=(P/jum1)/100000;
f=f+1;
%HITUNG T baru
Tp(f)=B(1)/(A(1)-log10(Pjsat))-C(1); %nilai T baru
dT=abs(Tp(f)-Tp(f-1)); %delta T baru
end

```

Program Viskositas Liquid

```
%Menghitung Viskositas Cair
```

```
Tlk(w,z)=Tl(w,z)-273.15;
```

```
%Viskositas zat
```

```

viscoll1(w,z)=(visco(1)^-0.2661)+((Tlk(w,z)-30)/233)^(1/-
0.2661); %ethanol
viscoll2(w,z)=(visco(2)^-0.2661)+((Tlk(w,z)-30)/233)^(1/-
0.2661); %water

%Parameter
Vc=[167 55.95]; %cm3/mol
Tc=[513.92 647.14]; %K
viscointparameter=1.36;

for i=1:n
    epsiloniviscol(i)=(Vc(i)^(2/3))/((Tc(i)*BM(i))^(1/2));
end

Vcmviscol(w,z)=((x1(w,z)^2)*Vc(1))+((x2(w,z)^2)*Vc(2))+(2*x1(w,z)*
x2(w,z))*(((Vc(1)^(1/3))+Vc(2)^(1/3)))^3)/8; %cm3/mol
Tcmviscol(w,z)=(((x1(w,z)^2)*Vc(1)*Tc(1))+((x2(w,z)^2)*Vc(2)*Tc(2)
)+(2*x1(w,z)*x2(w,z)*viscointparameter*((Tc(1)*Vc(1)*Vc(2)*Tc(2))^
0.5)))/Vcmviscol(w,z); %K

epsilonmviscol(w,z)=(Vcmviscol(w,z)^(2/3))/((Tcmviscol(w,z)*BMcamp
l(w,z))^0.5);

mul(w,z)=(exp((x1(w,z)*log(viscoll1(w,z)*epsiloniviscol(1)))+(x2(w
,z)*log(viscoll2(w,z)*epsiloniviscol(2)))))/epsilonmviscol(w,z);
%cP

```

Program Vapor-phase Mass Transfer Coefficient

```

%Vapor-phase mass transfer coefficient

%Parameter efisiensi
k=5.5;

%Rise velocity of bubble
Ub=0.3; %m/s

%Peclet number
Peg(w,z)=(Db*Ub)/(k*Difabv(w,z)*0.0001);

if Peg(w,z)>200
    Sh(w,z)=17.9;
else
    Sh(w,z)=-11.878+(25.879*log10(Peg(w,z)))-(
5.640*(log10((Peg(w,z))))^2);
end

%Vapor-phase mass transfer coefficient
KG(w,z)=(Sh(w,z)*k*Difabv(w,z)*0.0001)/Db; %m/s

%Number of liquid mass transfer
NG(w,z)=((L(w,z)*BMcamp1(w,z))*rho(v,w,z)*KG(w,z))/((V(w,z)*BMcampv
(w,z))*rho(l,w,z)*KL(w,z))*NL(w,z);

```

Program Liquid-phase Mass Transfer Coefficient

```
%Liquid-phase mass transfer coefficient

%Parameter efisiensi
psi=0.036;

%Rise velocity of bubble
Vol(w,z)=(V(w,z)*Rlaw*Tl(w,z))/P)/3600; %m3/s
us(w,z)=Vol(w,z)/At; %m/s
Usb(w,z)=us(w,z)/Eav(w,z); %m/s

%Mean residence time of vapour-phase
tG(w,z)=Hp/Usb(w,z); %s

%Liquid-phase mass transfer coefficient
KL(w,z)=(2*sqrt((psi*Difabl(w,z)*0.0001)/tG(w,z)))/sqrt(3.14);
%cm/s

%Number of liquid mass transfer
NL(w,z)=KL(w,z)*((rhoL(w,z)*V(w,z))/(rhoV(w,z)*L(w,z)))*ae*tG(w,z);
```

Program Difusifitas Gas

```
%Menghitung Difusifitas Gas

delvdif1=(15.9*2)+(2.31*6)+(6.11);
delvdif2=(2.31*2)+(6.11);

Difabv(w,z)=(0.00143*(Tv(w,z)^1.75))/((P/1000000)*(BMcampv(w,z)^0.5)*(((delvdif1)^(1/3))+((delvdif2)^(1/3))^2)); %cm2/s
```

Program Difusifitas Liquid

```
%Menghitung Difusifitas Liquid

Valdif=((BM(1)/rho(1))*2)*1000;
epsilonldif=(9.58/Valdif)-1.12;

Difabl(w,z)=1.25e-8*((Valdif^-0.19)-0.292)*(Tl(w,z)^1.52)*(viscoll2(w,z)^epsilonldif); %cm2/s
```

Program Heat Capacity Uap

```
%Heat Capacity Uap
Txv=Tv(w,z)-Tref;

CpvA=[3.518 3.470];%kJ/kg
CpvB=[20.001/(10^3) 1.45/(10^3)];
CpvC=[-6.002/(10^6) 0];
CpvD=[0 0.121/(10^-5)];

Rcpv=8.314/1000; %kJ/mol K
```

```
hv=[42.9 0.12538]; %kJ/mol
```

```
cpv1(w,z)=(Rcpv*((CpvA(1))+(CpvB(1)*(Txv))+(CpvC(1)*(Txv^2))+(CpvD(1)*(Txv^-2))))+hv(1); %ethanol  
cpv2(w,z)=(Rcpv*((CpvA(2))+(CpvB(2)*(Txv))+(CpvC(2)*(Txv^2))+(CpvD(2)*(Txv^-2))))+hv(2); %water
```

Program Heat Capacity Liquid

```
Txl=Tl(w,z)-Tref;
```

```
CplA=[33.866 8.712];  
CplB=[-172.6/(10^3) 1.25/(10^3)];  
CplC=[349.17/(10^6) -0.18/(10^6)];
```

```
Rcpl=8.314/1000; %kJ/mol K
```

```
cpl1(w,z)=(Rcpl*((CplA(1))+(CplB(1)*(Txl))+(CplC(1)*(Txl^2))));  
%ethanol  
cpl2(w,z)=(Rcpl*((CplA(2))+(CplB(2)*(Txl))+(CplC(2)*(Txl^2))));  
%water
```

Program Mencari Berat Molekul Campuran Gas

```
%Menghitung BM campuran  
jum1=0;  
for i=1:n  
    jum0=(x(i)*BM(i))+jum0;  
    jum1=(y(i)*BM(i))+jum1;  
end  
BMcampv(w,z)=jum1; %BM camp gas
```

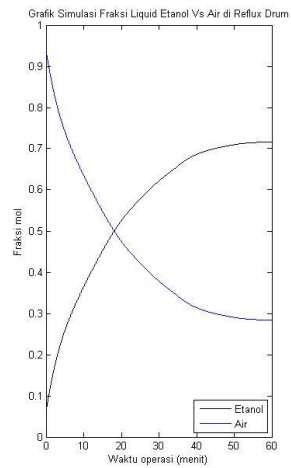
Program Mencari Berat Molekul Campuran Liquid

```
%Menghitung BM campuran  
jum0=0;  
for i=1:n  
    jum0=(x(i)*BM(i))+jum0;  
end  
BMcamp1(w,z)=jum0; %BM camp liquid
```

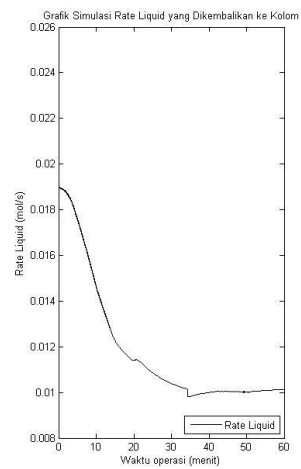
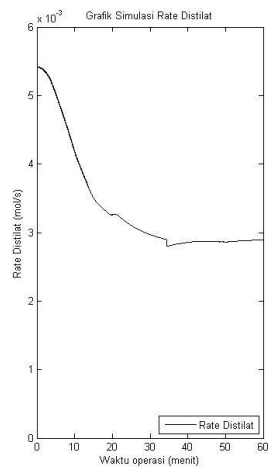
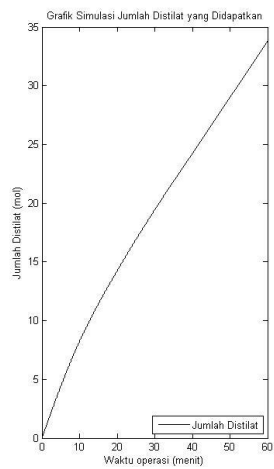
APPENDIKS B

B.1. Hasil Simulasi Proses Distilasi Menggunakan *Sieve Tray*

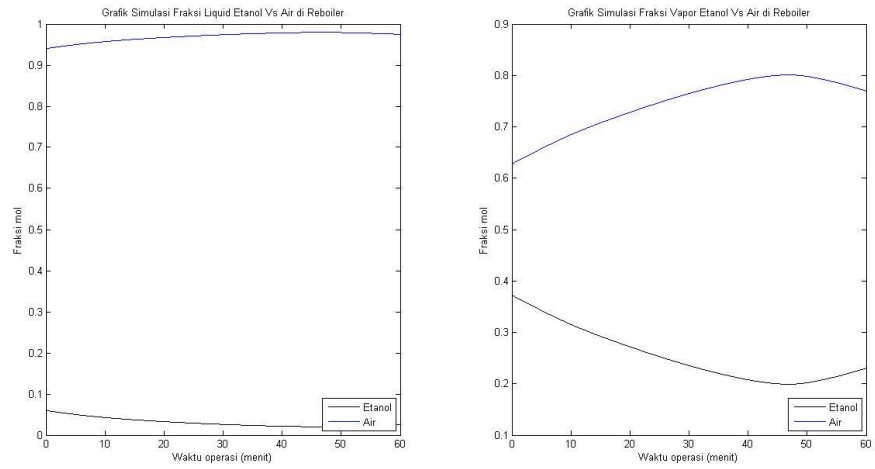
- Profik Komposisi Produk



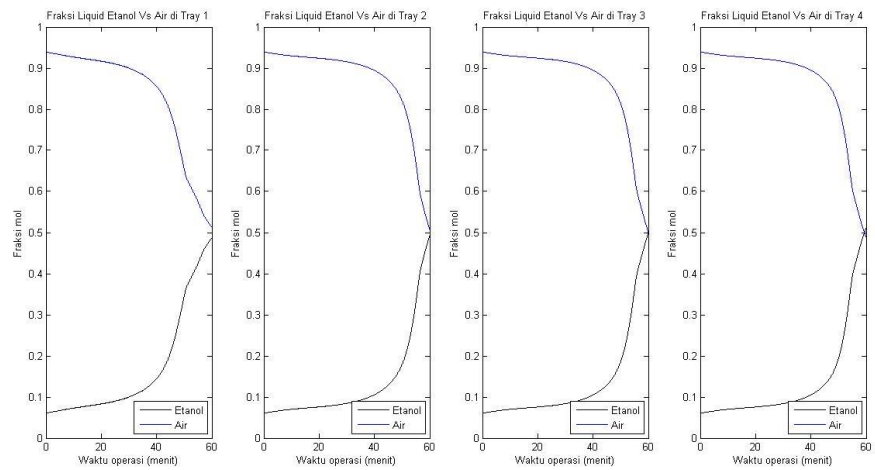
- Profik Keadaan Reflux Drum



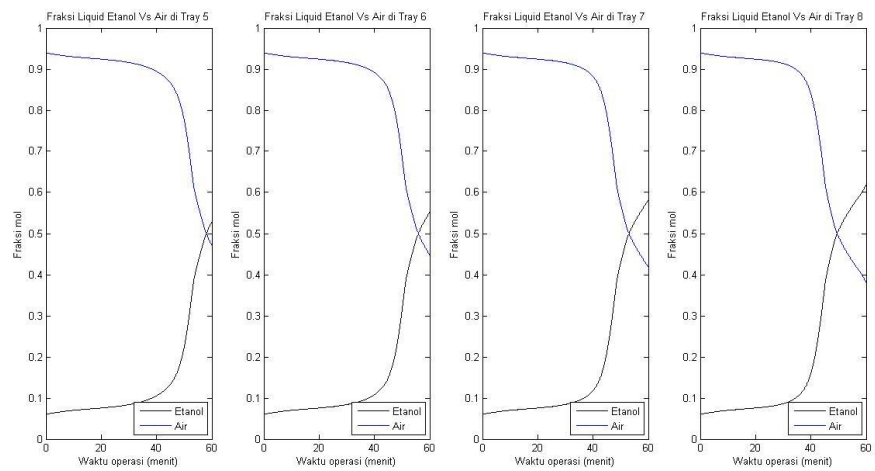
- **Profil Komposisi Feed**



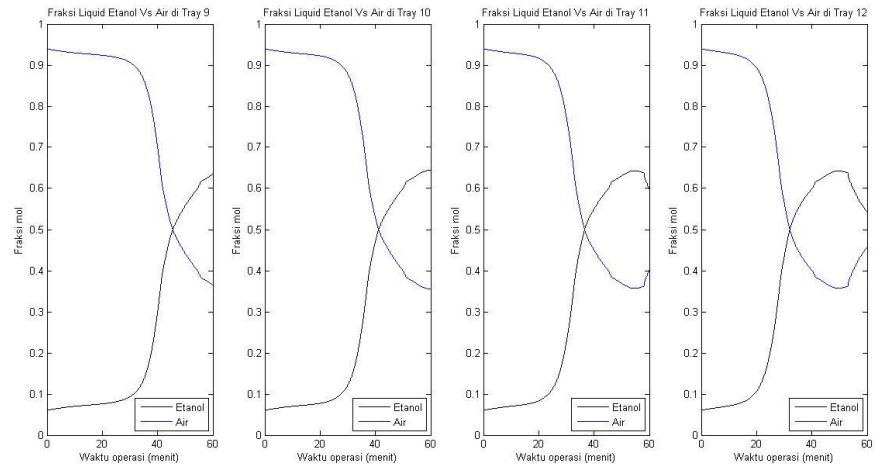
- **Profil Komposisi Liquid Tray 1-4**



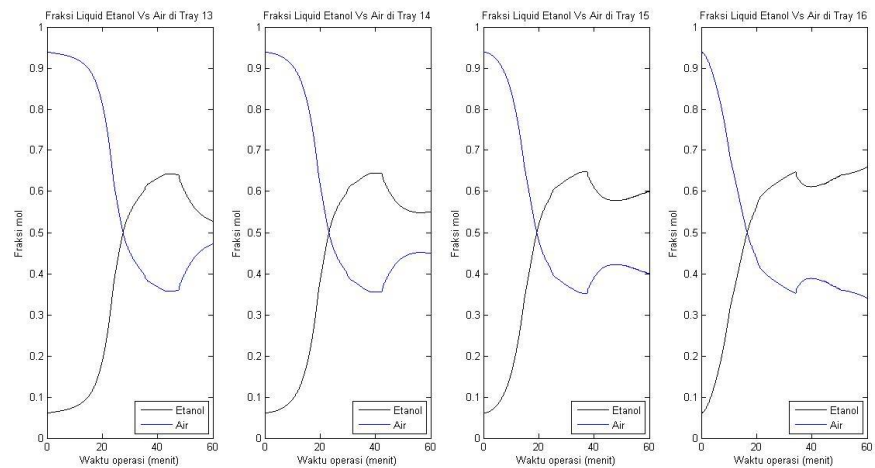
- **Profil Komposisi Liquid Tray 5-8**



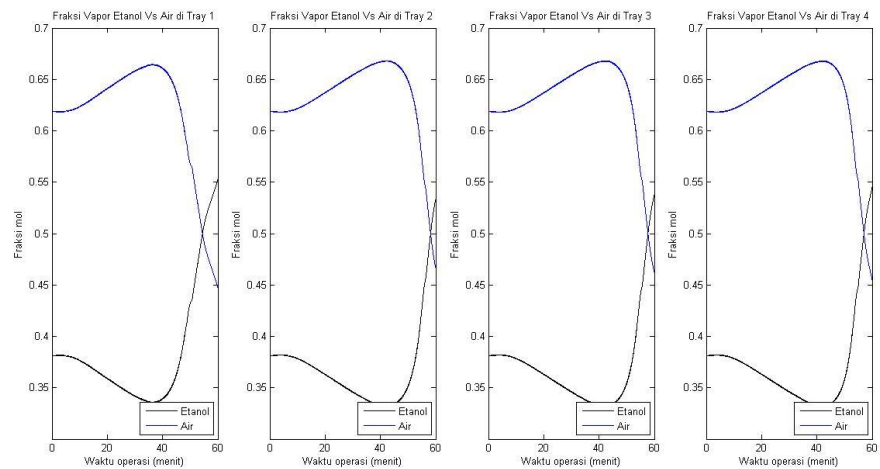
- Profik Komposisi Liquid Tray 9-12



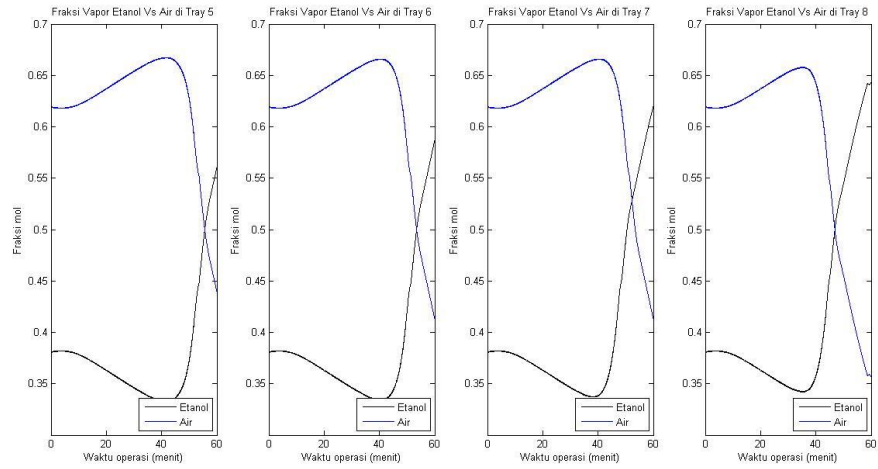
- Profik Komposisi Liquid Tray 13-16



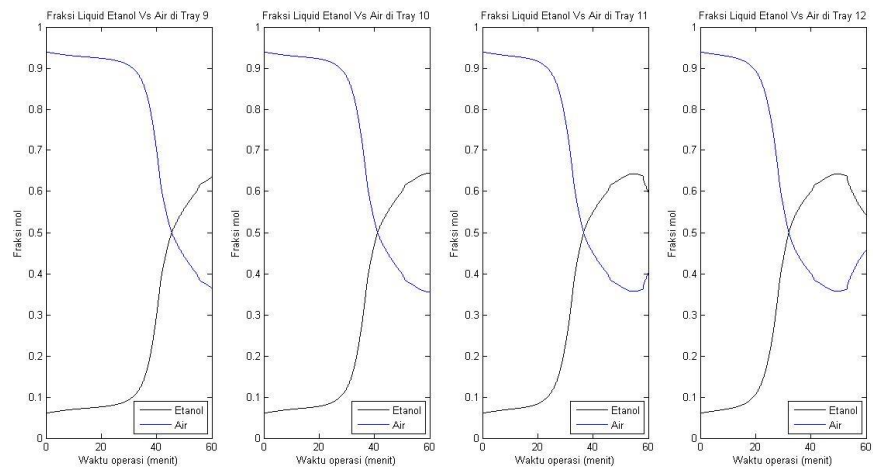
- Profik Komposisi Vapor Tray 1-4



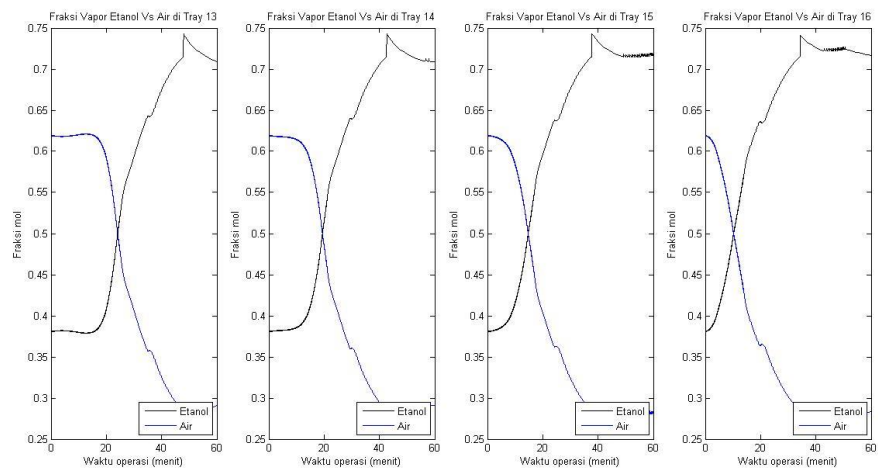
- **Profik Komposisi Vapor Tray 5-8**



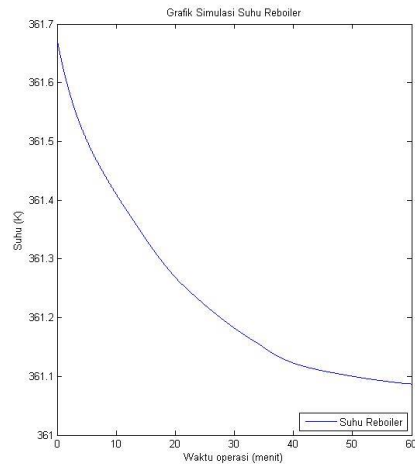
- **Profik Komposisi Vapor Tray 9-12**



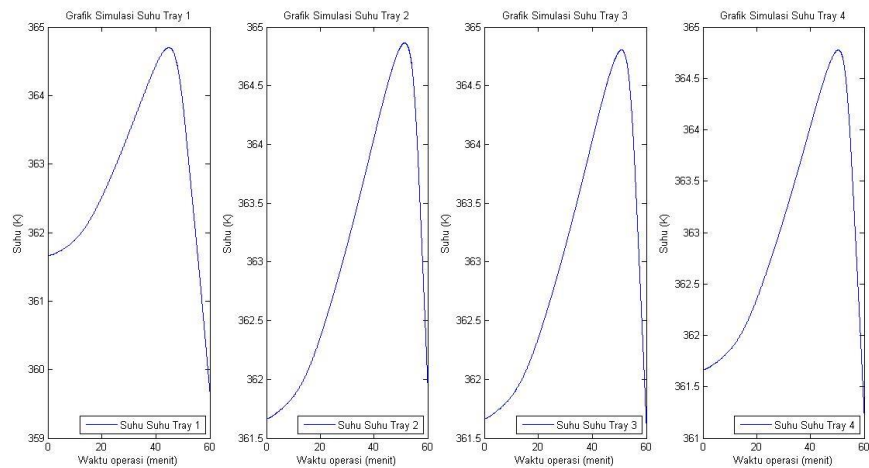
- **Profik Komposisi Vapor Tray 13-16**



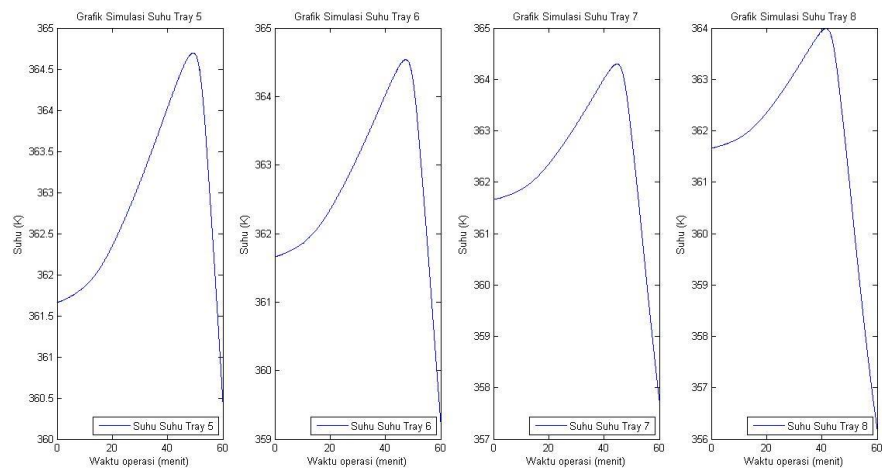
- Profik Suhu Reboiler



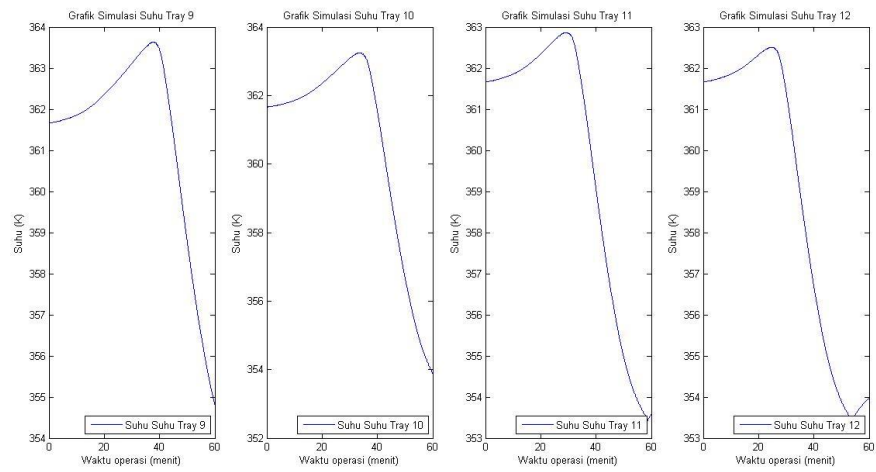
- Profik Suhu Liquid di Tray 1-4



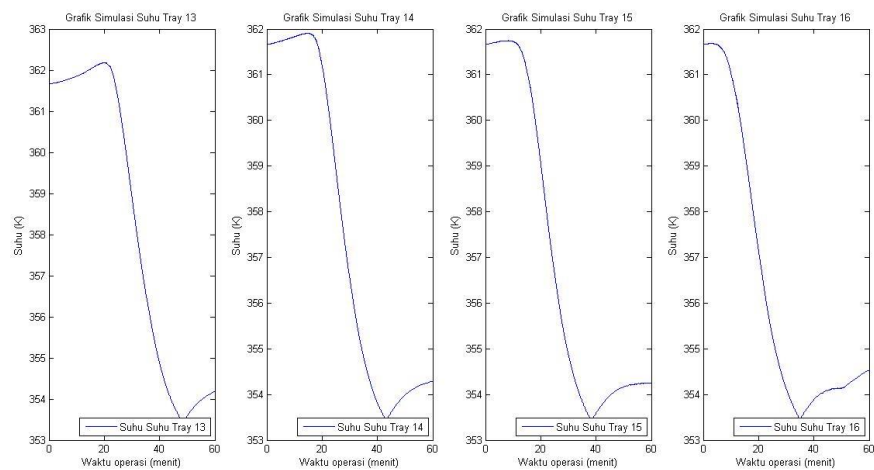
- Profik Suhu Liquid di Tray 5-8



- **Profik Suhu Liquid di Tray 9-12**

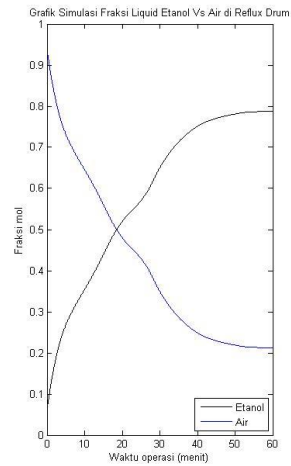


- **Profik Suhu Liquid di Tray 13-16**

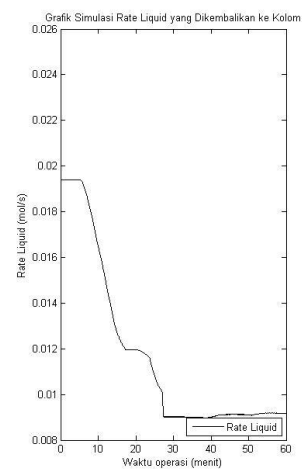
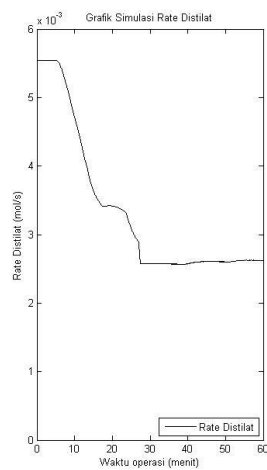
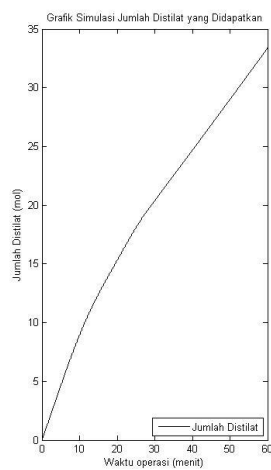


B.2. Hasil Simulasi Proses Distilasi Menggunakan *Packed Sieve Tray* Dengan Ketinggian *Packing* 3 cm

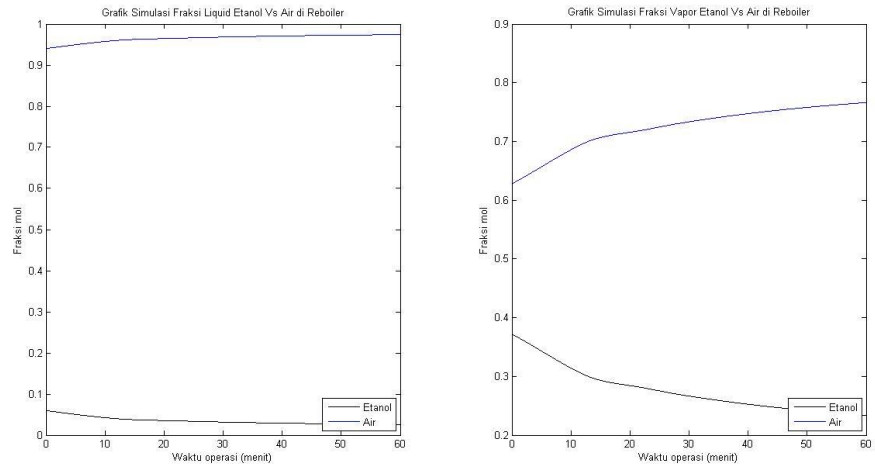
- Profik Komposisi Produk



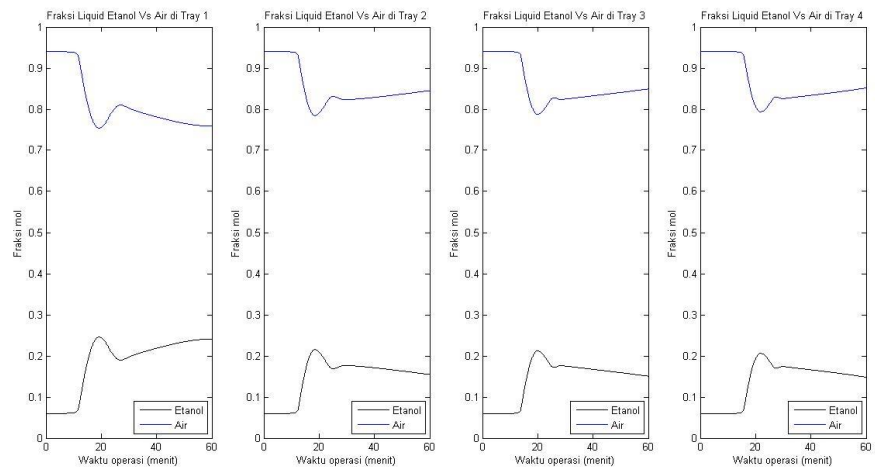
- Profik Keadaan Reflux Drum



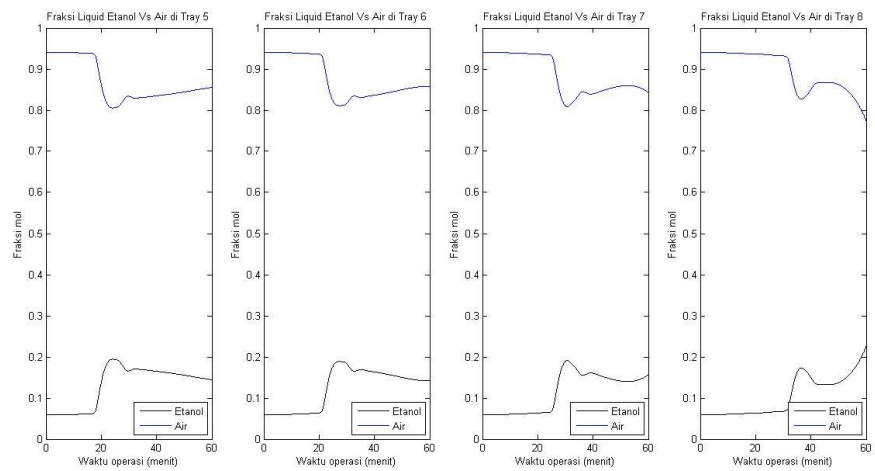
- **Profik Komposisi Feed**



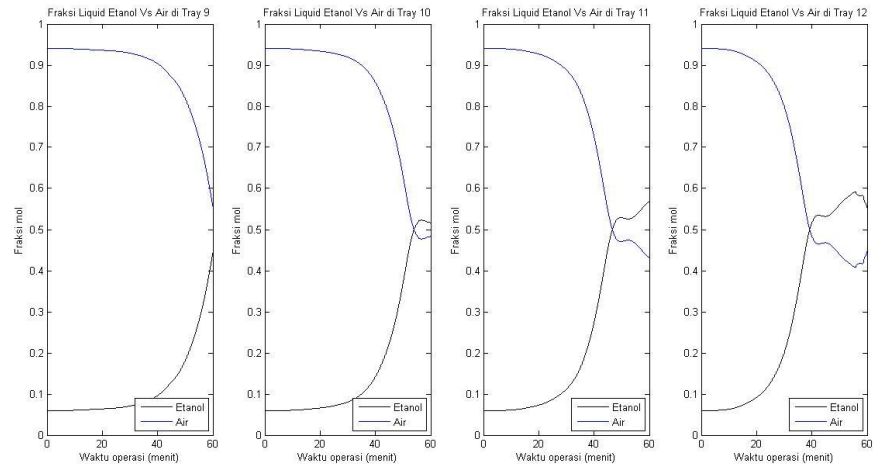
- **Profik Komposisi Liquid Tray 1-4**



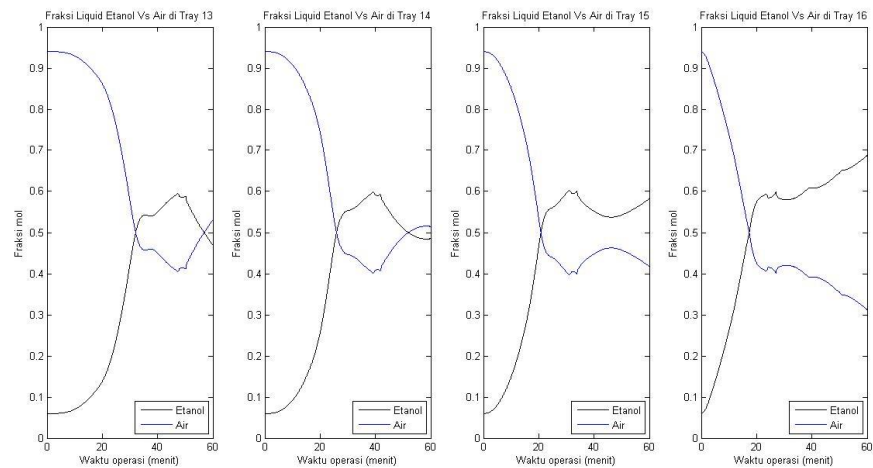
- **Profik Komposisi Liquid Tray 5-8**



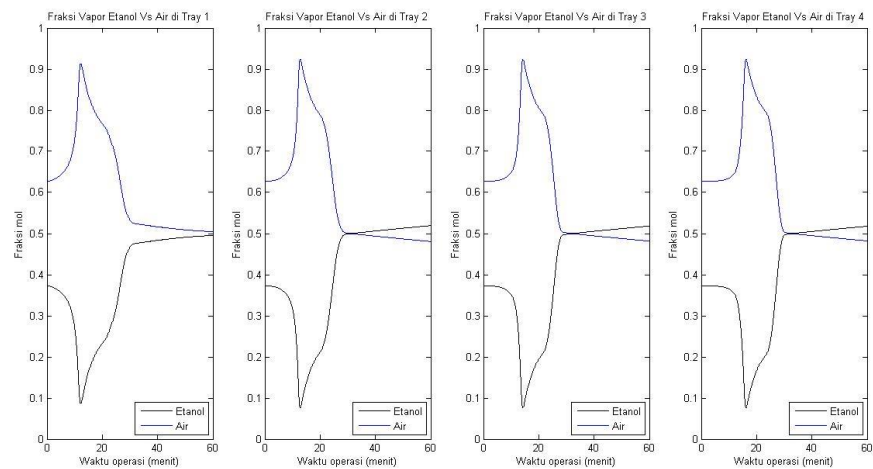
- Profik Komposisi Liquid Tray 9-12



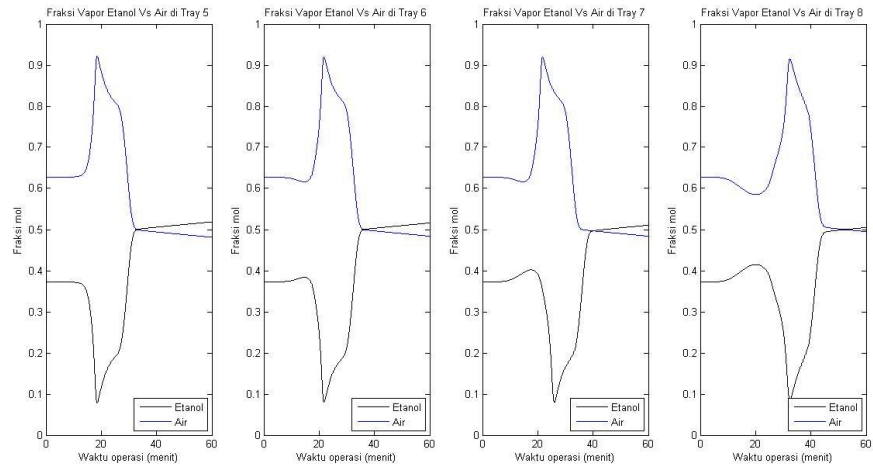
- Profik Komposisi Liquid Tray 13-16



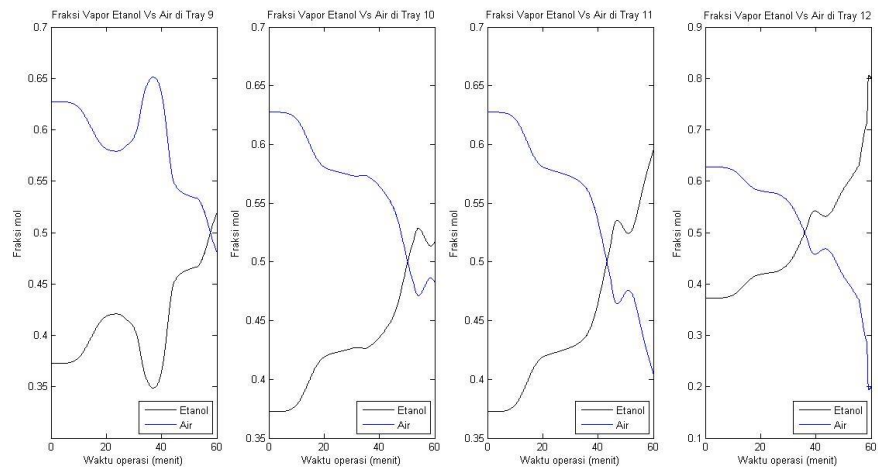
- Profik Komposisi Vapor Tray 1-4



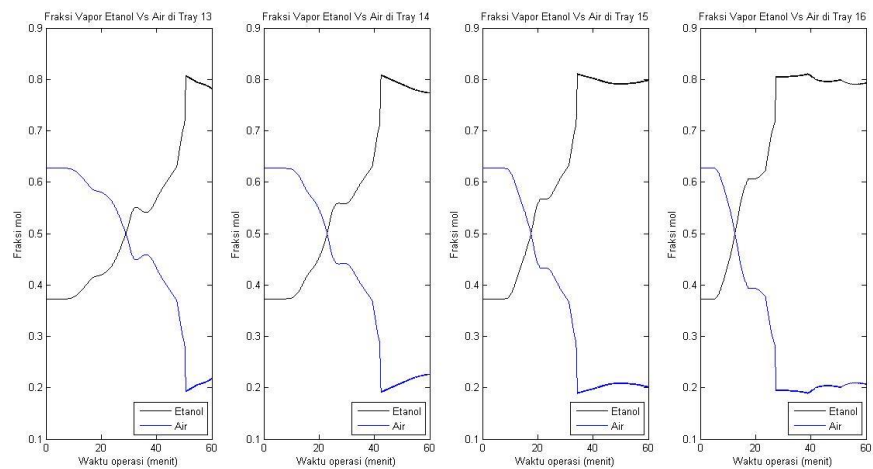
- **Profil Komposisi Vapor Tray 5-8**



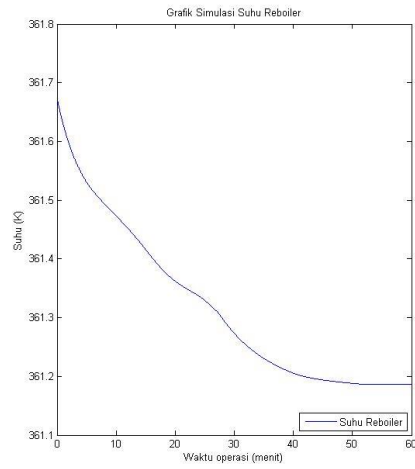
- **Profil Komposisi Vapor Tray 9-12**



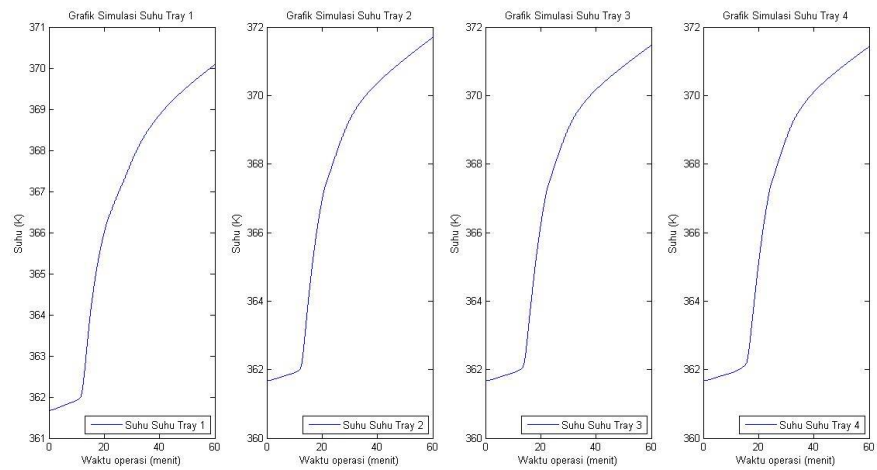
- **Profil Komposisi Vapor Tray 13-16**



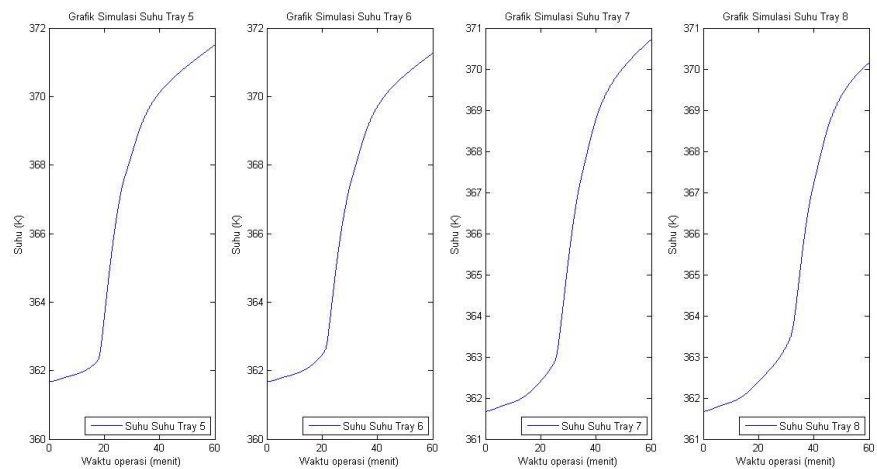
- Profik Suhu Reboiler



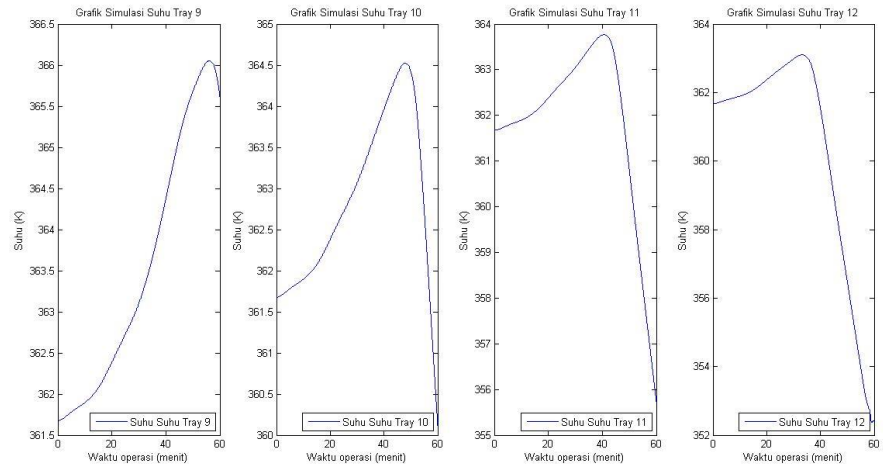
- Profik Suhu Liquid di Tray 1-4



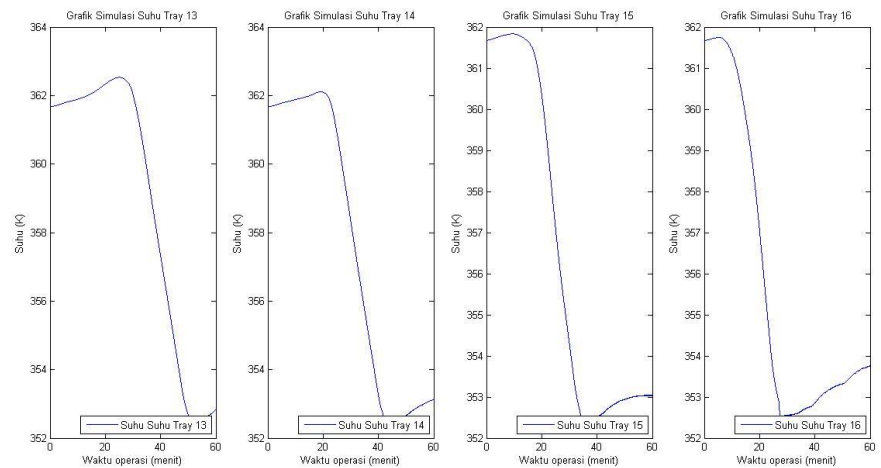
- Profik Suhu Liquid di Tray 5-8



- **Profik Suhu Liquid di Tray 9-12**

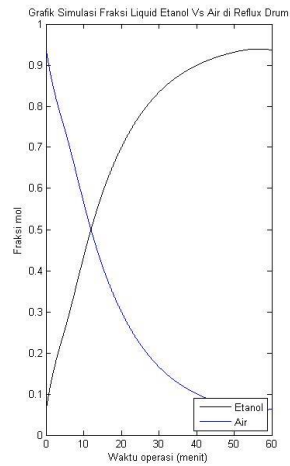


- **Profik Suhu Liquid di Tray 13-16**

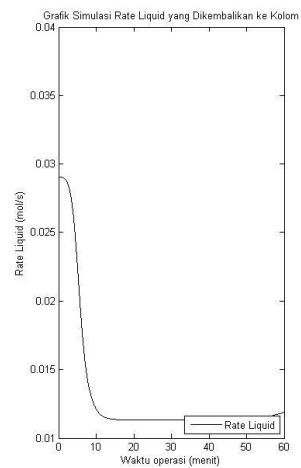
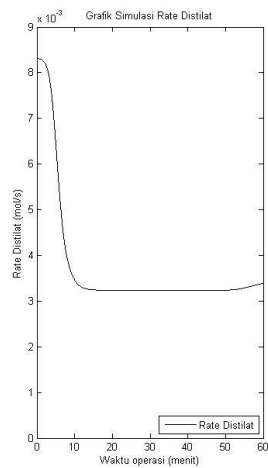
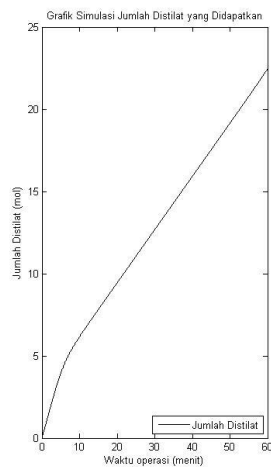


B.3. Hasil Simulasi Proses Distilasi Menggunakan *Packed Sieve Tray* Dengan Ketinggian *Packing* 5 cm

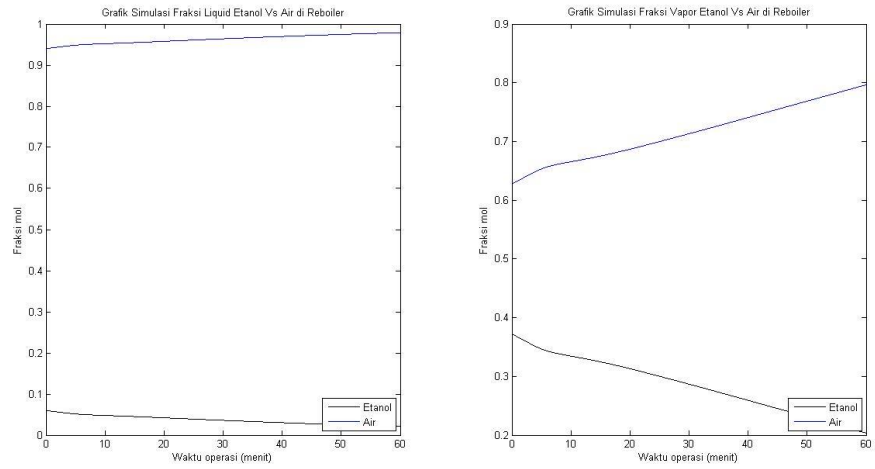
- Profik Komposisi Produk



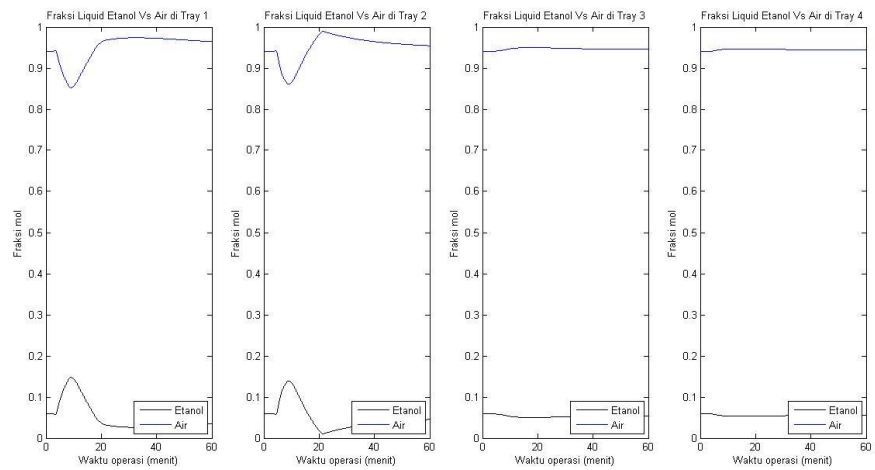
- Profik Keadaan Reflux Drum



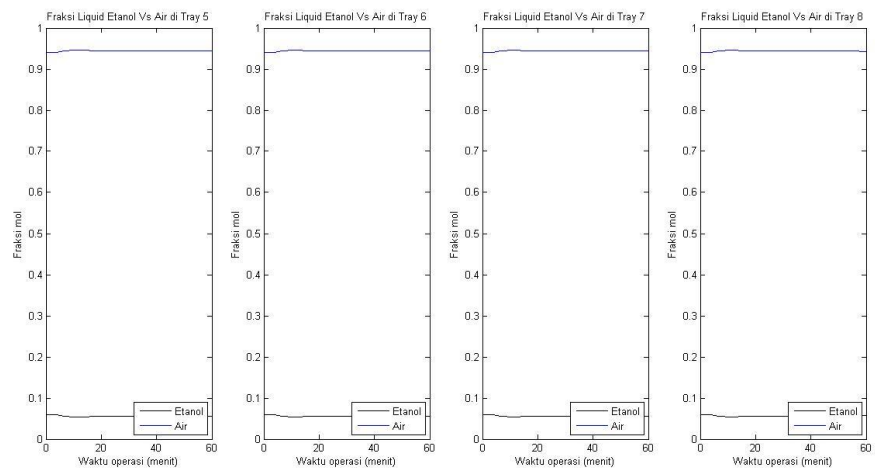
- **Profil Komposisi Feed**



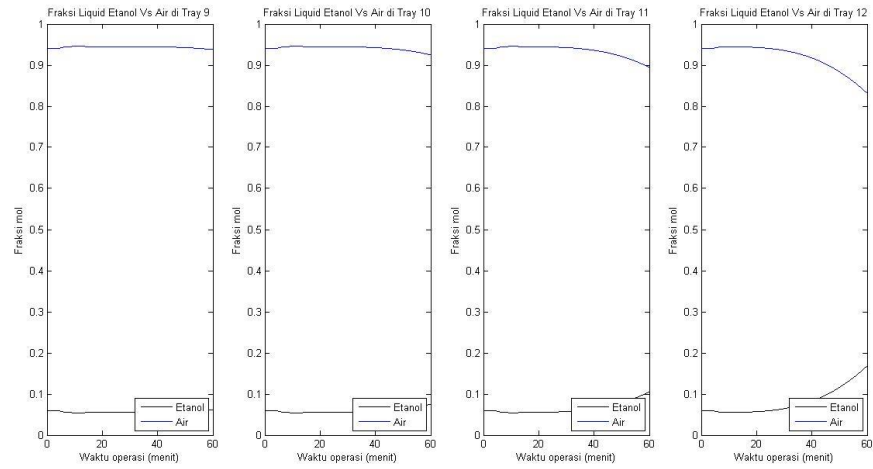
- **Profil Komposisi Liquid Tray 1-4**



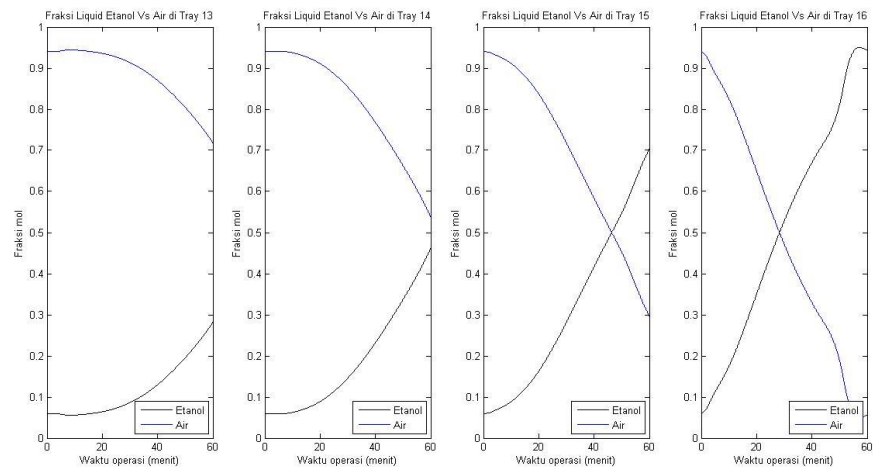
- **Profil Komposisi Liquid Tray 5-8**



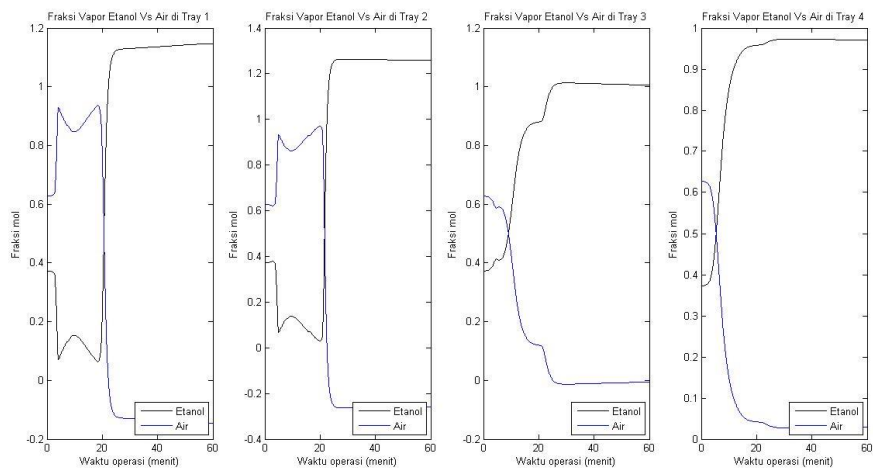
- Profik Komposisi Liquid Tray 9-12



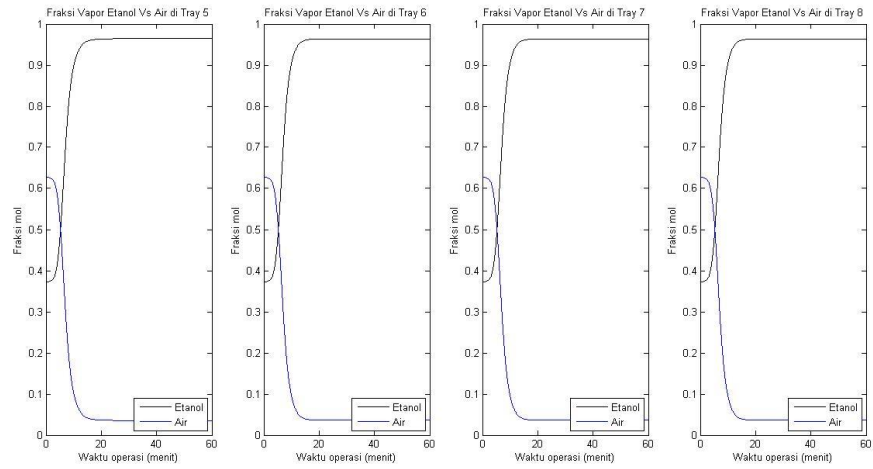
- Profik Komposisi Liquid Tray 13-16



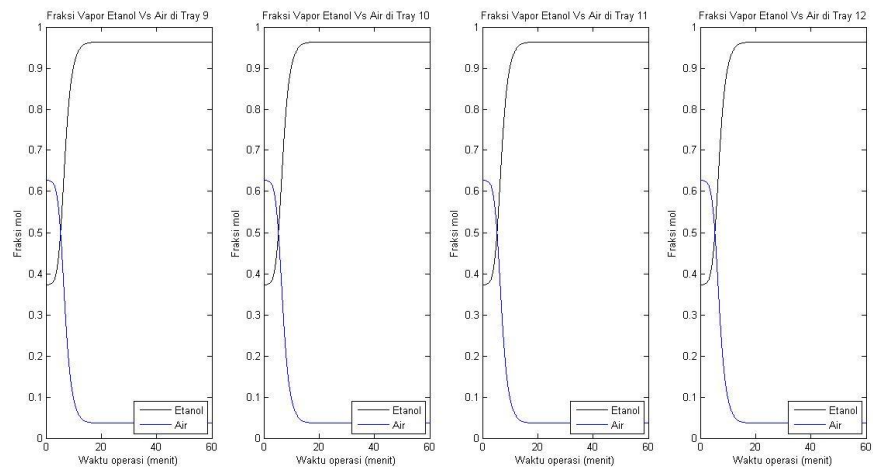
- Profik Komposisi Vapor Tray 1-4



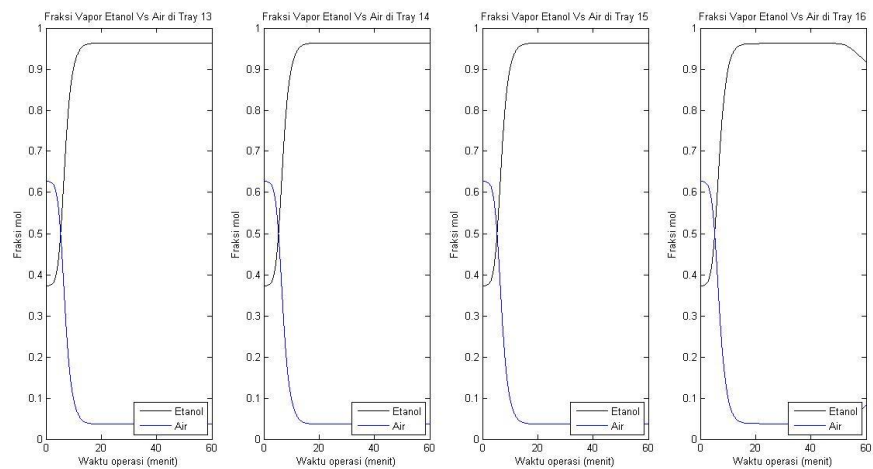
- **Profil Komposisi Vapor Tray 5-8**



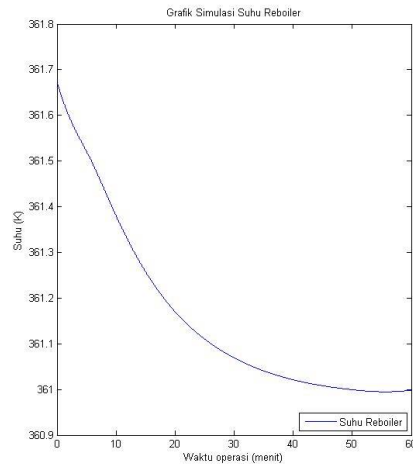
- **Profil Komposisi Vapor Tray 9-12**



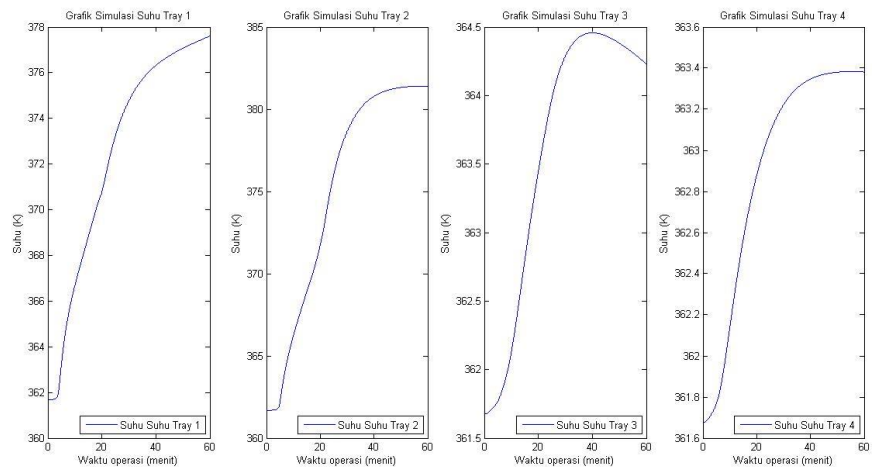
- **Profil Komposisi Vapor Tray 13-16**



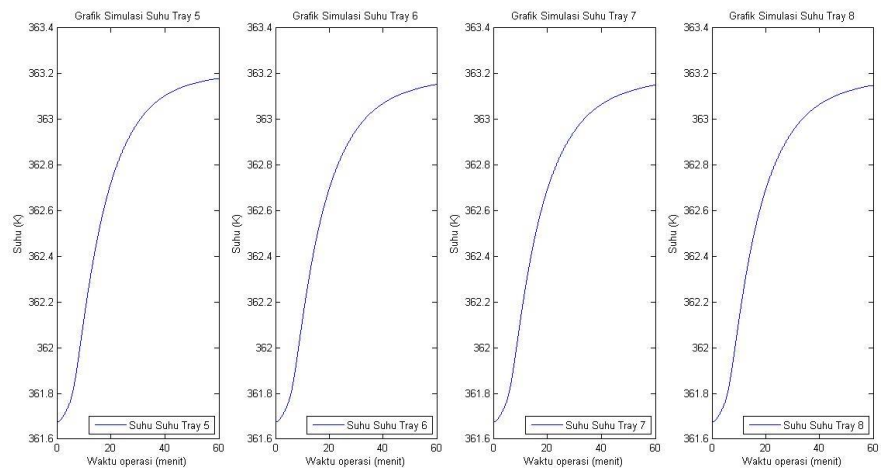
- Profik Suhu Reboiler



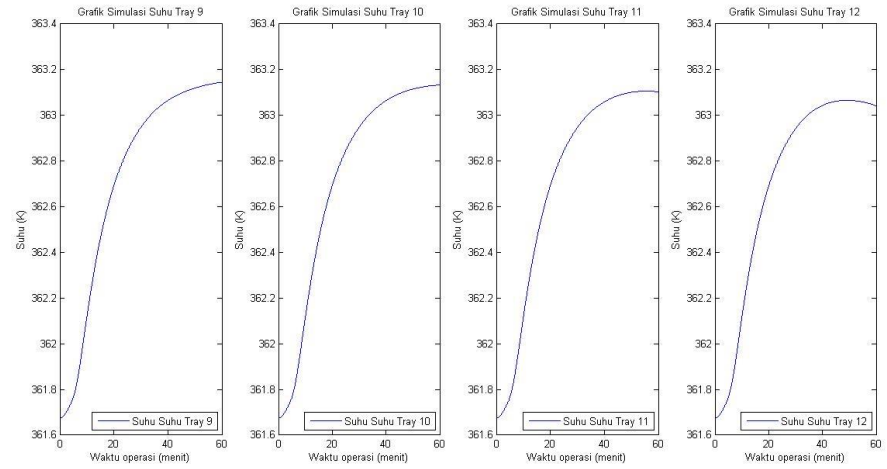
- Profik Suhu Liquid di Tray 1-4



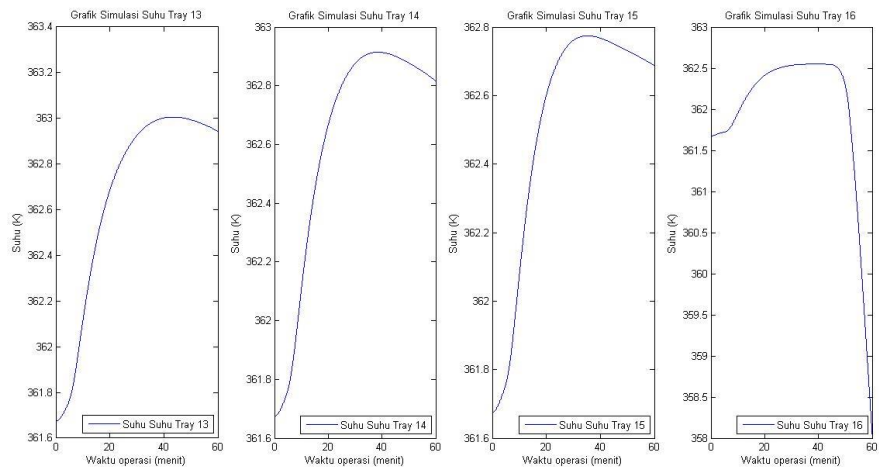
- Profik Suhu Liquid di Tray 5-8



- Profik Suhu Liquid di Tray 9-12



- Profik Suhu Liquid di Tray 13-16



RIWAYAT HIDUP PENULIS



Tarikh Azis R adalah anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis lahir di kota Surabaya tepat pada tanggal 29 April 1993. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SD Muhammadiyah 11 Surabaya, SMP Negeri 3 Surabaya, SMA Negeri 6 Surabaya, dan menyelesaikan studi S1 Teknik Kimia pada tahun 2015 di Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Penulis melanjutkan studi S2 Teknik Kimia di Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember sejak 2015. Penulis menyelesaikan Tesis di Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas dan berfokus pada bidang Distilasi, khususnya *packed sieve tray*. Penulis memiliki beberapa keahlian bidang desain, diantaranya keahlian desain kolom pemisah. Penulis juga menguasai beberapa software yang penting di dunia teknik kimia, diantaranya adalah Aspen HYSYS dan MATLAB. Untuk korespondensi dapat menghubungi e-mail penulis tarikh93.works@gmail.com.